



SKRIPSI- TK091383

**COST EFFECTIVE PADA PROSES REGASIFIKASI
LIQUEFIED NATURAL GAS DI INDONESIA**

Oleh:

Dananto Adi Nugroho

2309100 051

Rendy Putra Setyawan

2309 100 074

Dosen Pembimbing :

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

NIP : 1963 01 22 1987 01 1001

LABORATORIUM TERMODINAMIKA

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA 2014



FINAL PROJECT- TK091383

**COST EFFECTIVE OF LIQUEFIED
NATURAL GAS REGASIFICATION IN
INDONESIA**

Project By:
Dananto Adi Nugroho
2309100 051
Rendy Putra Setyawan
2309 100 074

Advisor Lecturer :
Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
NIP :1963 01 22 1987 01 1001

THERMODYNAMIC LABORATORY
DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUTE TECHNOLOGY SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2014

LEMBAR PENGESAHAN

COST EFFECTIVE PADA PROSES REGASIFIKASI LIQUEFIED NATURAL GAS DI INDONESIA

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

DANANTO ADI NUGROHO

NRP. 2309 100 051

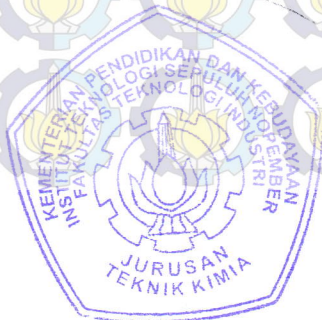
RENDY PUTRA SETYAWAN

NRP. 2309 100 074

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng (Pembimbing)
2. Dr. Ir. Kuswandi, DEA (Penguji I)
3. Ir. Winarsih (Penguji II)
4. Setiyo Gunawan, ST, Ph.D (Penguji III)

Surabaya
Januari, 2014



COST EFFECTIVE PADA PROSES REGASIFIKASI LIQUEFIED NATURAL GAS DI INDONESIA

Nama Mahasiswa : Dananto A. Nugroho (2309100051)
Rendy P. Setyawan (2309100074)
Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

Abstrak

Penelitian ini bertujuan untuk melakukan evaluasi biaya efektif terhadap tiga teknologi regasifikasi LNG yaitu *open rack vaporizer* (ORV), *direct natural draft ambient air vaporizer* (DND-AAV) dan *direct forced draft ambient air vaporizer* (DFD-AAV). Ketiga proses ini dijalankan dengan kapasitas sama 100 MMSCFD dengan tiap proses dibagi dalam dua train yang masing-masing berkapasitas 50 MMSCFD. *Total capital investment* (TCI) pada masing-masing sistem sebesar \$38.444.476, \$40.143.846, \$48.387.914 untuk ORV, DND-AAV, DFD-AAV. Berdasarkan *capex*, *opex* dan biaya regasifikasi LNG didapatkan *internal rate of return* (IRR) masing-masing sebesar 27,9%, 26,7% dan 27,6% untuk masing-masing ORV, DND-AAV dan DFD-AAV. Studi ketiga teknologi regasifikasi LNG ini memiliki perbedaan *cost effective* yang tidak signifikan ditinjau dari perbedaan nilai IRR. *Open rack vaporizer* dipilih dikarenakan kemudahan dalam pengoperasian dan tidak bergantung pada kondisi lingkungan, sebagai tambahan suhu air laut di Indonesia lebih stabil dibandingkan suhu udara.

Kata kunci : *Terminal regasifikasi LNG, efektifitas biaya, Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer, Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer, Open Rack Vaporizer, natural gas, simulasi software HYSYS 7.3*



COST EFFECTIVE OF LIQUEFIED NATURAL GAS REGASIFICATION PROCESS IN INDONESIA

Name of Student : Dananto A. Nugroho (2309100051)
Rendy P. Setyawan (2309100074)
Majors : Chemical Engineering FTI-ITS
Advisor Lecturer : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

Abstract

The objective of this study is to evaluate cost effective of the three LNG regasification technologies. That are open rack vaporizer (ORV), direct natural draft ambient air vaporizer (DND-AAV) and direct forced draft ambient air vaporizer (DFD-AAV). These three processes are operated with the same capacity of 100 MMSCFD with each process is divided into two trains with capacity of 50 MMSCFD each. Each total capital investment on each system is \$38,444.476, \$40,143.846, \$48,387.914 for ORV, DND-AAV and DFD-AAV respectively. Based on capex, opex, and the cost of LNG regasification, the internal rate of return (IRR) were found to be 27,9%, 26,7% and 27,6% for ORV, DND-AAV and DFD-AAV respectively, the three LNG regasification studied has not significant different cost effective in term of IRR. Open rack vaporizer system was chosen as regasification technology because of ease of operation and independent on environmental conditions, in addition of sea water temperature in Indonesia is more stable than the air temperature.

Key words : *LNG regasification terminal, cost effectiveness, Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer, Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer, Open Rack Vaporizer, natural gas, HYSYS 7.3 simulation software*



KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat Rahmat dan karuniaNya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan proposal skripsi ini yang berjudul **"COST EFFECTIVE PADA PROSES REGASIFIKASI LIQUEFIED NATURAL GAS DI INDONESIA"** yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Keberhasilan penulisan proposal skripsi ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. selaku kepala laboratorium Termodinamika serta dosen pembimbing
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
3. Bapak Setiyo Gunawan ST.Ph.D selaku sekretaris jurusan II Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
5. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman-teman angkatan 2009 yang telah memberikan banyak support dan bantuan.
7. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

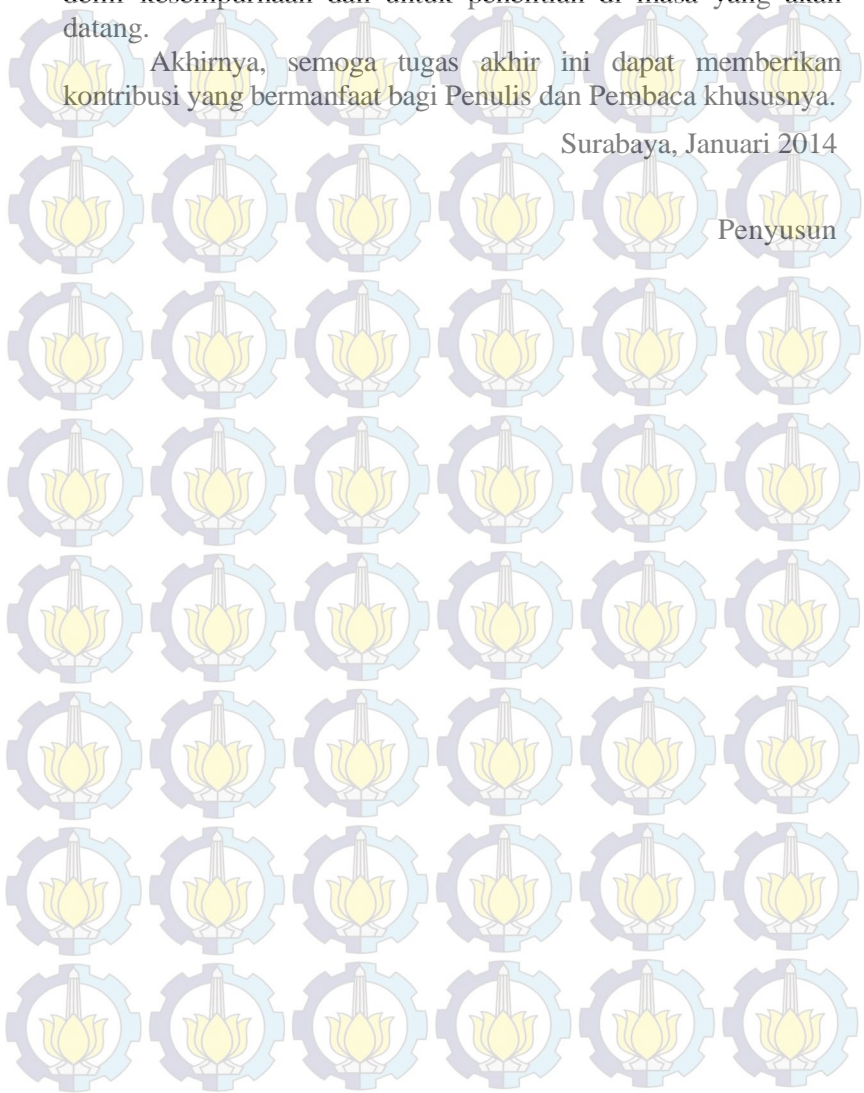
Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis

mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya, semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Januari 2014

Penyusun



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	vii
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 LNG di Indonesia dan Proses Regasifikasi Secara Umum	1
1.2 Capital Cost dan Annual Operating Cost	4
1.3 Spesifikasi Pipeline Gas dan Sistem PIPANISASI GAS INDONESIA	6
1.4 Tipe Proses Regasifikasi LNG	7
1.5 Perumusan Masalah	11
1.6 Tujuan Penelitian	11
1.7 Manfaat Penelitian	11
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Open Rack Vaporizer	15
2.2 Submerged Combustion Vaporizer	16
2.3 Intermediate Fluid Vaporizer	18
2.4 Ambient Air Vaporizer	20
2.5 Shell and Tube Vaporizer	25
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Metode Penelitian	29
3.2 Pengumpulan dan Pengolahan Data	32
3.3 Penentuan Kapasitas dan Variabel Penelitian	32
3.4 Simulasi Steady State HYSYS	34
3.5 Menentukan Capital dan Operational Cost	34
3.6 Pembahasan	34
3.7 Kesimpulan dan Saran	35

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Bahan Baku dan Produk 37

4.2 Proses Flow Diagram dan Analisa
Kebutuhan Energi 38

4.3 Penentuan Alat 43

4.4 Analisa Ekonomi 54

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

DAFTAR PUSTAKA 70

DAFTAR NOTASI 75

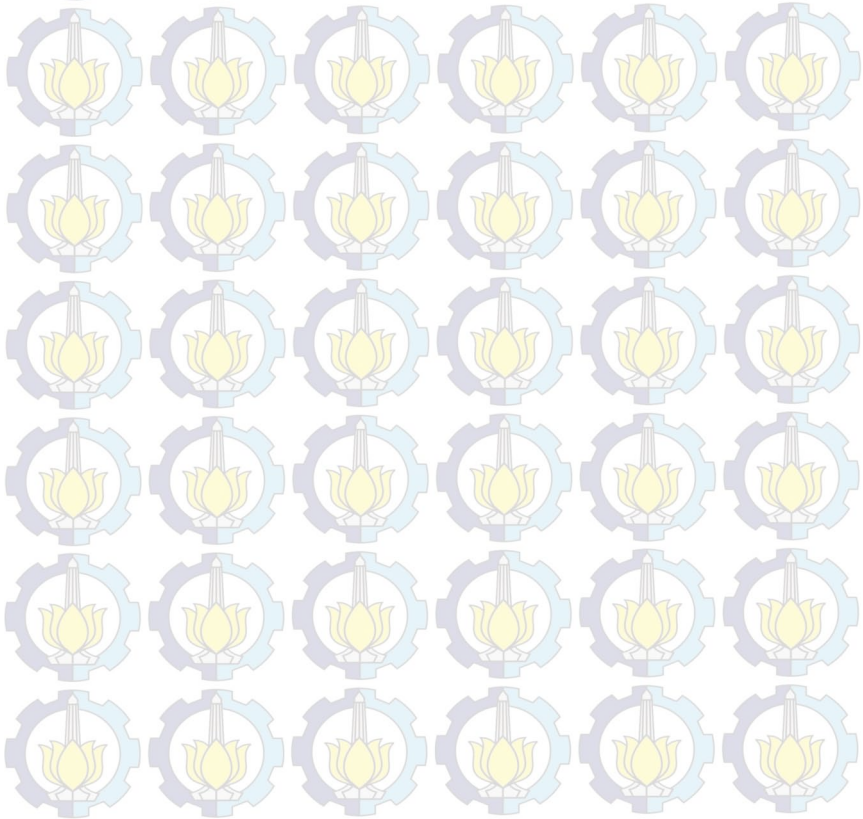
APENDIKS 76

LAMPIRAN

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Biaya Transportasi Gas Alam untuk Kapasitas 100 MMSCFD	1
Gambar 1.2	Proses LNG, dari eksplorasi, pemrosesan dan transport ke konsumen	3
Gambar 1.3	Unit regasifikasi secara umum	3
Gambar 1.4	Typical LNG Value Chain Cost	5
Gambar 1.5	Jalur Pipeline Gas di Indonesia	7
Gambar 1.6	Peta Lokasi Perencanaan Terminal Regasifikasi LNG	10
Gambar 2.1	Skema Distribusi LNG	13
Gambar 2.2	Open Rack Vaporization	15
Gambar 2.3	Skema Open Rack Vaporization Regasification	16
Gambar 2.4	Submerged Combustion Vaporizer	17
Gambar 2.5	Skema SCV	18
Gambar 2.6	Intermediate Fluid Vaporizer	19
Gambar 2.7	Skema Kerja IFV	20
Gambar 2.8	Skema Heat Integrated Ambient Air Vaporizer	21
Gambar 2.9	Skema Direct Ambient Air Vaporizer	22
Gambar 2.10	Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer	23
Gambar 2.11	Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer tanpa penutup	24
Gambar 2.12	Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer dengan penutup	24
Gambar 2.13	Indirect Ambient Air Vaporizer	25
Gambar 2.14	Shell and Tube Vaporizer	26
Gambar 2.15	Perbandingan Jenis Regasifikasi	27
Gambar 3.1	Diagram Alir Metode Penelitian	30
Gambar 4.1	Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan Menggunakan ORV	39
Gambar 4.2	Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan Menggunakan DND-AAV	40
Gambar 4.3	Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan Menggunakan DFD-AAV	42

Gambar 4.4	Skema Alat Open Rack Vaporizer	46
Gambar 4.5	Skema Alat DND Ambient Air Vaporizer	49
Gambar 4.6	Skema Alat DFD Ambient Air Vaporizer	51
Gambar 4.7	Perbandingan Investasi Modal Ketiga Sistem Regasifikasi LNG	56
Gambar 4.8	Perbandingan Biaya Produksi Ketiga Sistem Regasifikasi	57
Gambar 4.9	Internal Rate of Return pada Ketiga Sistem Regasifikasi	58



Daftar Notasi

A	Luas area total perpindahan panas (m^2 atau ft^2)
Cp	Kapasitas panas (m^2 atau ft^2)
Di	Diameter dalam pipa (in)
Do	Diameter luar pipa (in)
f	Friction factor
Gp	Beban fluida bagian pipa ($\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$)
Gt	Beban fluida bagian tube ($\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$)
G	Percepatan gravitasi (m/s^2)
hi	Koefisien perpindahan panas bagian dalam ($\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{F}$)
ho	Koefisien perpindahan panas bagian luar ($\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{F}$)
J_H	Faktor panas ($\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2$)
k	Thermal conductivity ($\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{F}$)
N_{Re}	Bilangan Reynold
P	Tekanan (bar atau psia)
SG	Spesific gravity
Q	Panas (Btu/jam)
T	Temperatur (F atau C)

t_1 Temperatur fluida dingin masuk *heat exchanger* (F)

t_2 Temperatur fluida dingin keluar *heat exchanger* (F)

T_1 Temperatur fluida panas masuk *heat exchanger* (F)

T_2 Temperatur fluida panas keluar *heat exchanger* (F)

U_D Overall heat transfer coefficient pipa dalam keadaan terpakai (Btu/jam.ft².F)

U_C Overall heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Btu/jam.ft².F)

Huruf Latin

λ Panas laten (Btu/lb)

μ Viskositas fluida (cp)

ρ Densitas fluida (lb/ft³)

ΔT_{LM} Beda temperatur secara logaritma (F)

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Spesifikasi Pipeline Gas	6
Tabel 3.1	Variabel Penelitian untuk perancangan unit regasifikasi LNG	32
Tabel 3.2	Komposisi Liquefied Natural Gas	33
Tabel 3.3	Spesifikasi Pipa ke End User	34
Tabel 4.1	Komposisi Liquefied Natural Gas	38
Tabel 4.2	Kebutuhan Alat Pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan ORV	39
Tabel 4.3	Kebutuhan Energi Pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan ORV	40
Tabel 4.4	Kebutuhan Alat Pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan DND-AAV	41
Tabel 4.5	Kebutuhan Energi Pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan DND-AAV	41
Tabel 4.6	Kebutuhan Alat pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan DFD-AAV	42
Tabel 4.7	Kebutuhan Energi Pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan DFD-AAV	43
Tabel 4.8	Spesifikasi Tangki Penyimpanan LNG	44
Tabel 4.9	Spesifikasi Pompa LNG	45
Tabel 4.10	Spesifikasi Alat Open Rack Vaporizer	46
Tabel 4.11	Spesifikasi Pompa Air Laut	48
Tabel 4.12	Spesifikasi DND-AAV	49
Tabel 4.13	Faktor Koreksi pada Natural Ambient Air Vaporizer	50
Tabel 4.14	Spesifikasi Natural Gas Compressor	50
Tabel 4.15	Spesifikasi DFD-AAV	52
Tabel 4.16	Spesifikasi Fan untuk DFD-AAV	53
Tabel 4.17	Spesifikasi Compressor untuk DFD-AAV	54

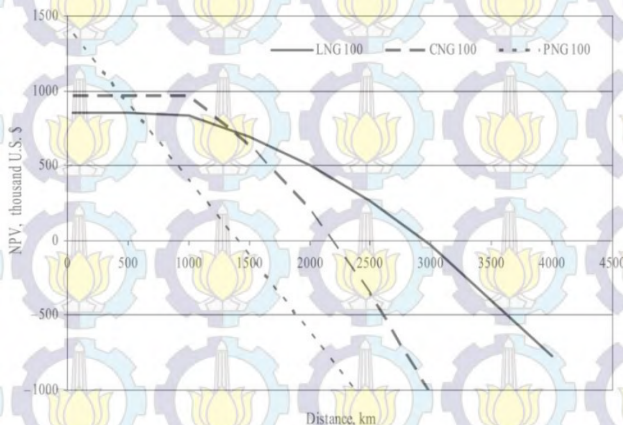


BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LNG di Indonesia dan Proses Regasifikasi Secara Umum

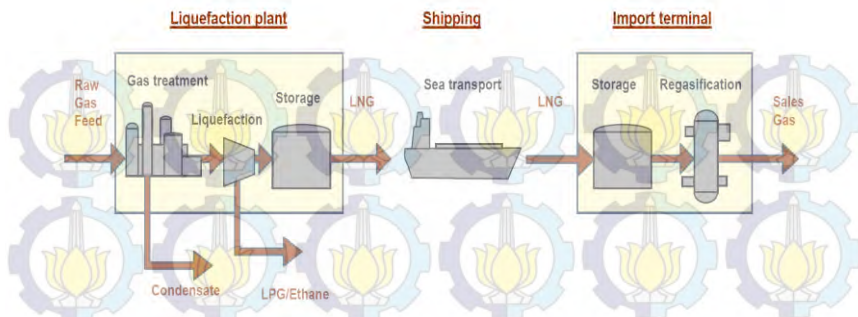
Gas Alam merupakan salah satu sumber energi dunia yang berlimpah. Seiring dengan perkembangan konsumsi energi dunia. Gas alam menjadi salah satu sumber energi yang menjadi salah satu sumber energi utama. Dalam sistem pendistribusiannya, gas alam bisa di distribusikan dalam dua bentuk yaitu liquid dan gas. Dalam fase gas, gas alam didistribusikan dalam bentuk Compressed Natural Gas (CNG) dan Pipeline Gas (PG). Dalam fase liquid gas alam didistribusikan dalam bentuk Liquefied Natural Gas (LNG). Dengan mempertimbangkan jarak antara kilang dan konsumen gas alam, jenis pendistribusian gas alam dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Biaya Transportasi Gas Alam untuk Kapasitas Trnsportasi 100 MMSCFD (Subero, 2007)

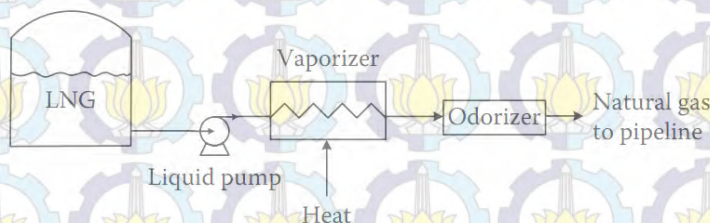
Penggunaan LNG di Indonesia umumnya digunakan sebagai *fuel power plant* yaitu sebesar 11% dan disusul oleh industri pupuk sebesar 7,8% (ESDM, 2013). Kilang LNG di Indonesia antara lain PT Badak NGL (22,5 MTPA) dan LNG Tangguh Papua (13,8 MTPA). Dengan jarak antara pulau Jawa dan kilang gas Tangguh Papua sebesar 2772.25 km dan 1376,1 km dengan kilang di Bontang, Sumatera. Dari jarak antara kilang gas dan konsumen, pendistribusian gas alam dalam bentuk LNG (Suprpto, 2007).

Regasifikasi merupakan proses perubahan fase LNG dari fase cair menjadi fase gas kembali, yang mana pada proses awal *natural gas* didinginkan hingga suhu -161°C dan tekanan 1 atm menjadi bentuk cair berupa LNG (Sonmez, 2008). Tujuan dari perubahan bentuk fase dari gas menjadi fase cair ini ialah untuk memudahkan dalam proses transportasi atau proses *shipping* dan proses penyimpanannya dikarenakan *storage volume* yang dibutuhkan untuk fase cair 600 kali lebih kecil dibandingkan dalam fase gas. Untuk proses transportasinya sendiri menggunakan proses *shipping* dikarenakan feed gas untuk LNG diproduksi di *offshore* (Lee, 2005). Setelah melalui proses *shipping* ke tempat tujuan, LNG akan diubah fase menjadi gas kembali dalam *regasification unit* (GNL Italia, 2011). Proses eksplorasi gas alam dari awal hingga sampai ke konsumen secara umum ditunjukkan pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Proses LNG, dari eksplorasi, pemrosesan dan transport ke konsumen (The International Group of LNG Importers, 2009)

Dalam unit regasifikasi pada umumnya seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.3 yaitu terdiri dari pompa untuk mengalirkan LNG dari tanki *storage* ke *vaporizer* yang menggunakan pemanas *ambient air* ataupun air laut. Setelah proses penguapan, selanjutnya masuk dalam *odorizer* untuk penambahan merkaptan yang memberikan bau khas pada gas yang berfungsi sebagai keselamatan dan untuk memfasilitasi deteksi kebocoran. Setelah itu gas alam yang telah diregasifikasi dari fase cair dialirkan ke konsumen melalui jalur *pipeline gas* (Kidnay, 2006).



Gambar 1.3 Unit Regasifikasi secara umum (Kidnay, 2006)

1.2 Capital Cost & Annual Operating Cost

Dalam perancangan terminal regasifikasi LNG di Indonesia terdapat beberapa faktor yang diperhatikan untuk menunjang didapatkannya rancangan pembangunan yang efektif. Selain didapatkannya desain terminal regasifikasi LNG yang efektif untuk digunakan di Indonesia, juga didapatkan biaya yang efektif pula dalam perencanaan pembangunan terminal regasifikasi LNG. Seperti biaya investasi awal serta biaya operasional nantinya saat pabrik telah berjalan. Beberapa faktor itu seperti jenis-jenis teknologi regasifikasi LNG, spesifikasi peralatan yang digunakan, serta data-data klimatologi lokasi terminal regasifikasi LNG yang dapat menunjang dalam pemilihan tipe unit regasifikasi LNG. Dalam penelitian ini nantinya digunakan *Cost-effectiveness Analysis* untuk membantu mendapatkan program dan teknologi mana yang efektif serta biaya paling rendah. *Cost-effectiveness Analysis* adalah teknik yang berhubungan dengan analisa terhadap biaya untuk sebuah proses yang akan dipilih dan membandingkan dengan proses alternatif lainnya (Cellini, 2010). Faktor lain yang juga dipertimbangkan dalam efektifitas biaya adalah biaya siklus hidup keseluruhan proyek. Biaya desain proyek umumnya dianggap kurang dari 1% dari biaya siklus hidup keseluruhan proyek (Griffis, 2008).

Efektifitas biaya juga dapat kita tinjau dari *capital cost* dan *annual operating cost*. Yang mana *capital cost* merupakan biaya investasi awal yang diperlukan untuk membangun terminal regasifikasi LNG atau *pipe line project* yang meliputi poin-poin sebagai berikut :

1. *Pipeline*
2. *Compressor Stations*
3. *Main Line Valve Stations*
4. *Metering Stations*
5. *Pressure Regulator Stations*
6. *SCADA & Telecommunications*

7. *Environmental & Permitting*
8. *Right of Way Acquisitions*
9. *Engineering & Construction Management*

Setelah *pipeline*, *compressor stations*, dan perangkat yang telah disebutkan diatas dibangun maka terdapat *annual operating cost* yang dibutuhkan selama *life time* proyek tersebut yang kurang lebih 30-40 tahun. *Annual operational cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan terminal regasifikasi LNG sehari-hari seperti halnya biaya penyimpanan LNG dan biaya kebutuhan energi regasifikasi (Timmerhaus, 1991). Berikut ini merupakan poin-poin yang meliputi *annual operating cost* :

1. *Compressor station fuel / electrical energy cost*
2. *Compressor station equipment maintenance and repair costs*
3. *Pipeline maintenance costs, such as pipe repair, relocation, aerial patrol, and monitoring*
4. *Valve, regulator, and meter station maintenance*
5. *Utility costs, such as water and natural gas*
6. *Annual or periodic environmental and permitting costs*
7. *Lease, rental, and other recurring right of way costs*
8. *Administrative and payroll costs*

Sedangkan pada Gambar 1.4 berikut ini merupakan *typical LNG value chain cost* menurut Michot Foss (2012) secara umumnya.



Total Cost = \$2.40-4.90/MMBtu

Gambar 1.4 Typical LNG Value Chain Cost (Michot Foss, 2012)

1.3 Spesifikasi Pipeline Gas & Sistem PIPANISASI Gas Indonesia

LNG yang telah melalui proses regasifikasi akan didistribusikan ke lokasi pasar dalam bentuk *pipeline gas* yang mempunyai spesifikasi seperti berikut (Kidnay, 2006) :

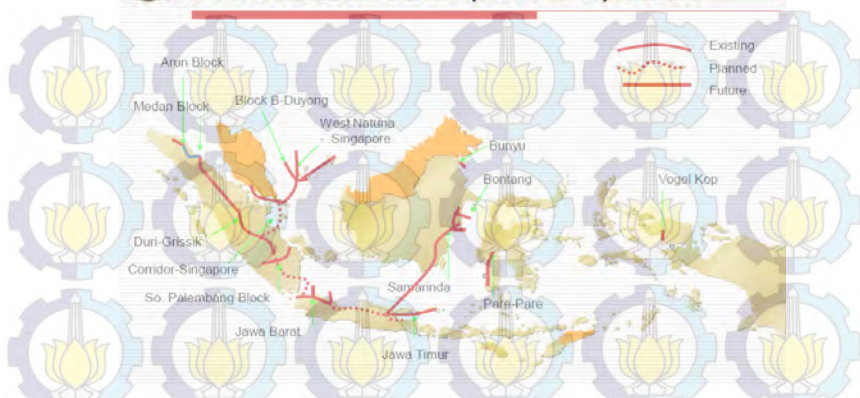
Tabel 1.1 Spesifikasi *Pipeline Gas* (Kidnay, 2006)

Specification Minimum	Traditional Value	Rationalized SI Specifications
Heating Value	950 BTU/scf	34,5 MJ/m ³
Hydrocarbon Dew Point	15 °F at 800 psia	-10 °C at 5500 kPa
Water Content	4 lbs/MMSCF	65 mg/m ³
H ₂ S Content	1/4 grain/100 CF	6 mg/m ³
Total Sulfur Content	1 grain/100 CF	23 mg/m ³

Berikut pada Gambar 1.5 ditunjukkan jalur *pipeline gas* di Indonesia. Dapat dilihat jalur-jalur *pipeline gas* yang telah terinstalasi, jalur yang sedang dibangun, serta yang akan direncanakan.



Indonesia Gas Pipeline System



Gambar 1.5 Jalur *Pipeline Gas* di Indonesia (Suprpto, 2007)

1.4 Tipe Proses Regasifikasi LNG

Ada beberapa tipe untuk unit regasifikasi yang dibedakan dari jenis pemanas yang digunakan dan prosesnya. Beberapa tipe unit regasifikasi yaitu (Esentrout, 2006):

1. *Intermediate Fluid Vaporizer*

Proses regasifikasi sistem WEG ini menggunakan vertikal *Shell and Tube Exchangers* untuk menguapkan LNG dengan suhu keluaran minimal 45 °F. Campuran WEG panas (60/40 % berat) digunakan dalam sistem loop tertutup sebagai media pemanas. Penggunaan fuel yang digunakan untuk mengoperasikan pemanas membuat biaya operasi dari sistem ini tinggi. Salah satu keuntungan dari sistem ini adalah bahwa panas tersedia dalam sistem, sehingga sistem ini tidak sensitif terhadap iklim daerah (Esentrout, 2006).

2. *Submerged combustion vaporizers*

Submerged combustion vaporizers menggunakan *combustion* sebagai sumber panas. Gas panas digunakan untuk memanaskan *water bath*, yang mana akan menguapkan LNG. Pembakar dirancang sehingga aliran produk pembakaran turun ke

water bath yang berfungsi sebagai media transfer panas selama proses penguapan LNG dalam coil pemanas. Coil pemanas benar-benar terendam didalam air. *Submerged combustion vaporizers* dikendalikan dengan mempertahankan suhu keluar penguap, dan suhu *water bath* dikontrol dengan menyesuaikan jumlah bahan bakar gas pada setiap penguap (Esentrout, 2006).

3. *Sea water vaporizers with open rack*

Pada sistem *sea water vaporizers with open rack*, sebagai media pemanas digunakan air laut. Air laut mengalir turun diluar tube dimana LNG mengalir dari bawah ke atas. Perkiraan aliran air laut yang dibutuhkan adalah 160.000 galon per menit. Oleh karena itu, penggunaan sistem ini tergantung pada banyaknya pasokan air laut. *Sea water vaporizers* memiliki biaya operasional yang rendah karena tidak memerlukan konsumsi bahan bakar gas alam dan tidak memiliki emisi. Namun, sistem ini sensitif terhadap iklim. Idealnya sistem ini diletakkan pada iklim yang hangat (Patel, 2005).

4. *Heating Towers with intermediate water*

Hampir sama dengan sistem *sea water vaporizers*, sistem *heating towers* ini sensitif terhadap iklim dan biasanya digunakan pada iklim yang hangat. *Heating towers* menggunakan loop air dikonfigurasi dengan pompa sirkulasi. Debit dari pompa dikirim ke vaporizer yang mana didinginkan sampai 40 °F untuk memberikan panas yang dibutuhkan untuk menguapkan LNG. Sistem ini dirancang untuk suhu udara basah minimal 65 °F. Konsumsi bahan bakar untuk sistem *heating towers* ini lebih banyak dibandingkan sistem *sea water vaporizers*, namun masih lebih rendah dibandingkan dengan sistem lainnya. Emisi yang dihasilkan juga rendah (Esentrout, 2006).

5. *Gas turbine generators with waste heat recovery units*

Pada sistem *gas turbine generators with waste heat recovery units* air dipanaskan hingga suhu 300 °F dan disirkulasikan untuk menguapkan LNG. Bila suhu air sirkulasi

turun hingga 200 °F, akan dipanaskan ulang dengan *exhaust* pada gas turbin. Sistem ini membutuhkan pembangkit listrik sendiri yang dibangun bersama dengan terminal regasifikasi ini. Biaya perawatan untuk sistem ini juga tinggi, dikarenakan peralatan yang menggunakan *high speed rotating* sehingga dibutuhkan perawatan lebih. Juga kemungkinan untuk biaya emisi yang dihasilkan yaitu NO_x, CO dan CO₂. Namun sistem ini memiliki keuntungan yaitu menghasilkan power sebagai produk samping dari proses penguapan (Esentrout, 2006).

6. *Steam turbine generator cycle (Rankine Cycle)*

Seperti sistem *gas turbine generators*, sistem ini juga membutuhkan biaya perawatan yang tinggi. Dikarenakan peralatan yang membutuhkan perawatan lebih. Serta kemungkinan untuk biaya emisi yang dihasilkan. Sistem ini juga membutuhkan pembangkit listrik sendiri yang dibangun bersama dengan terminal regasifikasi ini. Namun sistem ini memiliki keuntungan seperti sistem *gas turbine generators* yaitu menghasilkan power sebagai produk samping dari proses penguapan. Pada sistem *steam turbine generator cycle*, atau dikenal juga dengan *Rankine Cycle*, air dipanaskan hingga suhu 90 °F dan disirkulasikan untuk menguapkan LNG. Sistem *Steam cycle* dapat menghasilkan 91 MW total daya listrik (Smith, 2005).

Berdasarkan penjelasan diatas mengenai teknologi proses regasifikasi LNG maka pemilihan lokasi pembangunan terminal regasifikasi LNG menjadi faktor yang cukup penting. Data dan informasi klimatologi dari lokasi yang dipilih tersebut ikut menjadi acuan dalam studi penelitian untuk mendapatkan *cost optimum* desain proses regasifikasi LNG. Hal ini dikarenakan beberapa dari teknologi regasifikasi LNG tersebut sensitif dan bergantung pada parameter-parameter klimatologi lokasi pembangunan seperti halnya suhu udara ambient maupun suhu air laut (Esentrout, 2006).

ditunjukkan pada Gambar 1.6, yang mempunyai data dan informasi klimatologi sebagai berikut (BMKG, 2012):

- Suhu udara ambient : 27-31 °C
- Suhu air laut : 26-30 °C
- Arah dan kecepatan angin : Tenggara, 5-20 knot
- Curah hujan : 200-300 mm/bulan
- Tinggi gelombang air laut max : 1,25 – 1,5 meter
- *Track record* gempa bumi : Jarang terjadi

Dari informasi data klimatologi diatas sudah cukup sesuai yang dibutuhkan untuk keperluan pendesainan proses terminal regasifikasi LNG guna mendapatkan *effective cost*. Juga untuk pendistribusian hasil regasifikasi dapat disalurkan melalui *pipeline* ke PLTU Muara Karang yang bertempat cukup dekat dengan lokasi perencanaan.

- Dari informasi data klimatologi diatas sudah cukup sesuai yang dibutuhkan untuk keperluan pendesainan proses terminal regasifikasi LNG guna mendapatkan *effective cost*. Juga untuk pendistribusian hasil regasifikasi dapat disalurkan melalui *pipeline* ke PLTU Muara Karang yang bertempat cukup dekat dengan lokasi perencanaan.

Gambar 1.6 Peta Lokasi Perencanaan Terminal Regasifikasi LNG

1.5 Perumusan Masalah

Dari latar belakang diatas dapat dilihat bahwa terdapat beberapa tipe proses unit regasifikasi LNG, jenis pemanas yang digunakan, serta kondisi operasi regasifikasi yang berbeda. Faktor-faktor diatas menyebabkan tipe-tipe unit regasifikasi LNG tersebut memiliki capital cost dan operational cost yang berbeda pula. Sehingga perlu didapatkan biaya efektif dari desain unit regasifikasi LNG berdasarkan faktor-faktor yang telah dijelaskan diatas serta basis desain data yakni informasi & data klimatologi lokasi Muara Karang. Studi penelitian untuk mendapatkan desain dan biaya efektif ini menggunakan bantuan program simulasi proses Aspen HYSYS 7.3.

1.6 Tujuan Penelitian

Berdasarkan latar belakang permasalahan diatas maka tujuan penelitian ini adalah mendapatkan sistem regasifikasi LNG dengan desain dan biaya yang efektif ditinjau dari *capital cost* serta *operational cost* masing-masing sistem untuk didirikan di Indonesia.

1.7 Manfaat Penelitian

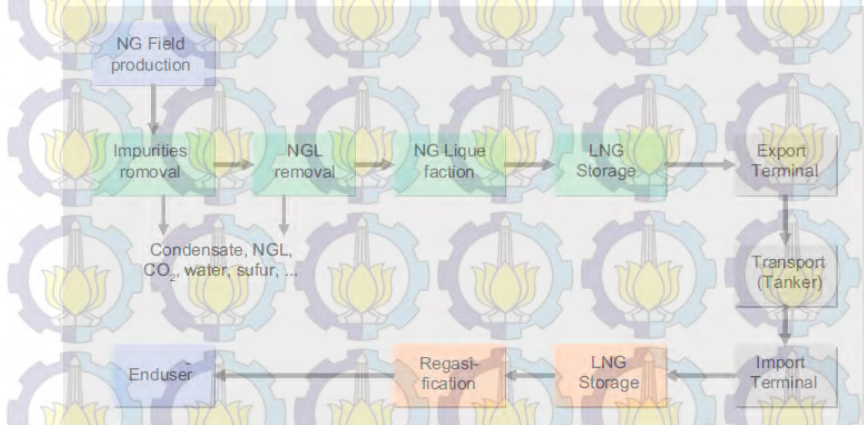
Didapatkannya desain dan biaya rancangan tipe unit regasifikasi LNG yang efektif sehingga dapat digunakan sebagai pertimbangan dalam proyek perancangan dan pembangunan unit regasifikasi di Indonesia.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

Tahap distribusi dari gas field ke konsumen memiliki beberapa tahap proses dan logistik, dapat dilihat pada gambar dibawah ini :



Gambar 2.1 Skema Distribusi LNG (Siemens AG, 2007)

a. NG pre-treatment

Proses liquefaction memerlukan LNG yang sudah tidak memiliki impurities dan komponen yang akan menjadi solid pada tempertaur liquifikasi. Saat raw gas masuk ke dalam plan yang terdiri dari tiga komponen: natural gas, kondensat dan air. Ketiga komponen ini akan dipisahkan dan dibagi menjadi tiga aliran pada suatu unit yang disebut slug catcher (Siemens AG, 2007).

b. NGL removal

Pada proses ini LNG sebelum masuk pada tahap liquifaction , komponen berat harus dihilangkan pada

proses fraksinasi dengan melewati gas pada kolom fraksinasi.

c. Liquefaction

Proses liquefaction mengurangi volume dari gas alam menjadi 1/600 yang membuat gas alam dapat didistribusikan melalui laut. Transportasi LNG umumnya menggunakan tanker dengan tembok yang terinsulasi yang menjaga LNG pada fase liquid. Sebuah proses dimana LNG dijaga pada titik didihnya. Di tempat tujuan LNG biasanya ditransfer ke tempat penyimpanan yang telah didesain secara khusus dan kemudian akan diregasifikasi sebelum didistribusikan (Siemens AG, 2007).

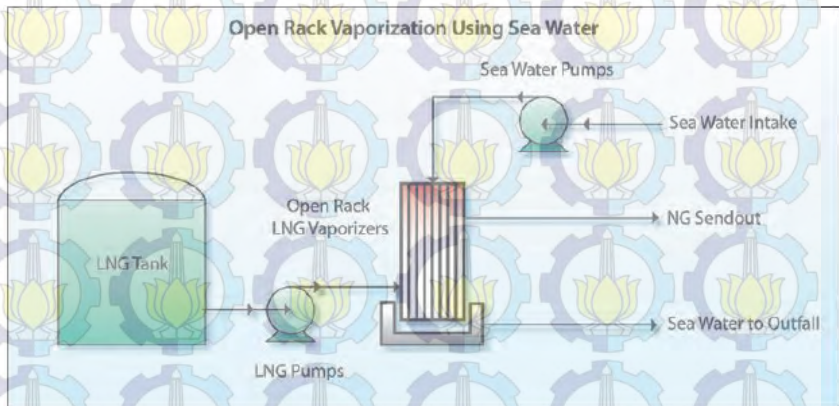
d. Transport dan Regasifikasi

Regasifikasi pada LNG adalah tahap akhir dari proses LNG peak dan off-load fasilitas penyimpanan. Regasifikasi atau vaporisasi dilakukan dengan menambahkan panas dari udara bebas, air atau sumber panas lainnya. Biaya dari proses regasifikasi biasanya hanya sebagian kecil dari biaya total penyimpanan LNG. Namun proses regasifikasi adalah salah satu tahap penting. Jika proses regasifikasi gagal maka akan mengganggu sistem dari fasilitas penyimpanan LNG (Faulkner L, 2006).

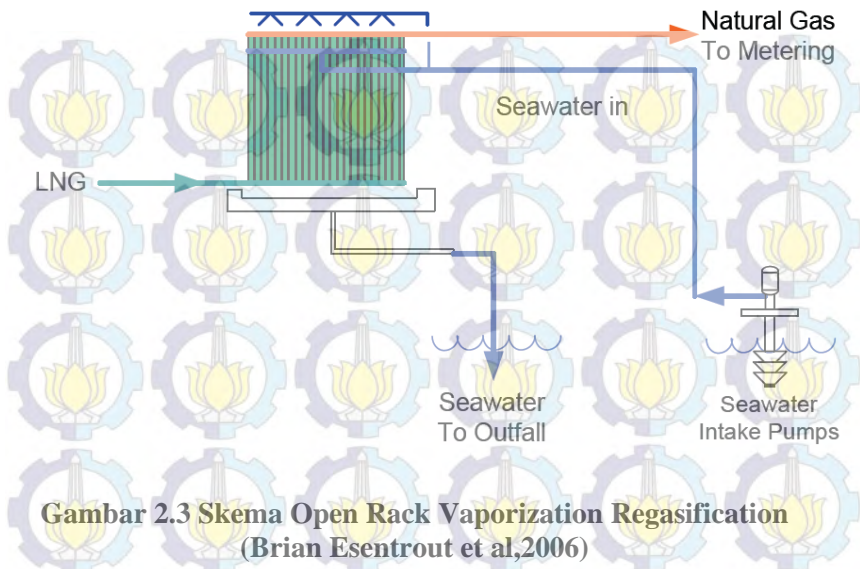
Proses regasifikasi adalah proses mengubah kembali gas alam yang berbentuk cair atau liquid menjadi gas sehingga dapat didistribusikan melalui pipa-pipa agar dapat dimanfaatkan. Secara umum terminal regasifikasi memiliki enam jenis sistem. Sistem yang paling umum digunakan adalah Open Rack Vaporizer yaitu sebesar 70% dari total terminal regasifikasi di dunia. Disusul dengan sistem jenis Submerged Combustion vaporizer yaitu sebesar 30% dan sisanya menggunakan keempat sistem lainnya.

2.1 Open rack Vaporizer (ORV)

Open Rack Vaporizer (ORV) adalah alat penukar panas yang umumnya menggunakan air laut sebagai sumber panas. ORV adalah teknologi yang telah teruji dan digunakan oleh Korea, Jepang dan Sebagian Eropa. Unit ORV umumnya terbuat dari aluminium agar dapat bertahan pada kondisi cryogenik. Material tersebut memiliki konduktivitas panas yang tinggi sehingga efektif dalam perpindahan panas. Pipa-pipa di dalam ORV tersusun dalam panel yang terhubung dengan inlet LNG dan outlet produk regasifikasi. Panel-panel tersebut memiliki lapisan zinc alloy untuk mengurangi resiko korosi terhadap air laut. Pada ORV memerlukan pemeliharaan rutin untuk menjaga permukaan tabung bersirip bersih. Secara garis besar sistem ORV dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 2.2 Open Rack Vaporization (Brian Esentrout et al,2006)



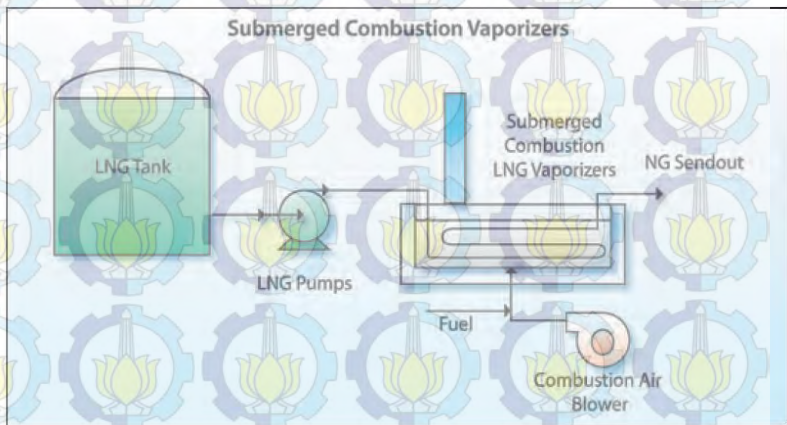
Gambar 2.3 Skema Open Rack Vaporization Regasification
(Brian Esentrout et al,2006)

2.2 Submerged Combustion Vaporizer (SCV)

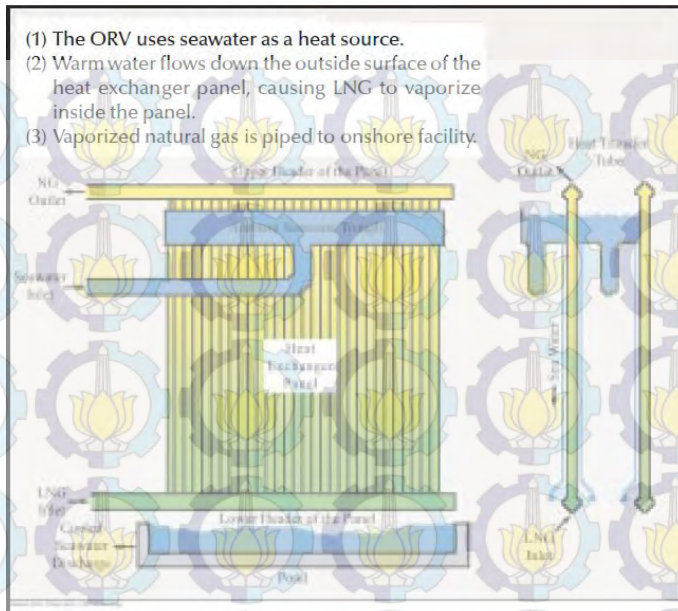
Pada sistem SCV LNG mengalir melalui koil yang terbuat dari stainless steel yang terendam dalam water bath yang dipanaskan oleh pemanas. Dengan bahan bakar pemanas berasal dari flue gas hasil dari proses regasifikasi. Kondisi pada water bath cenderung asam karena gas produk dari hasil pembakaran burner berupa karbon monoksida yang terkondensasi di dalam air. Sehingga diperlukan penambahan pada water bath seperti sodium karbonat dan sodium bikarbonat untuk menjaga pH dan sebagai perlindungan terhadap korosi. Untuk meminimalkan emisi NO_x, NO_x pembakar rendah dapat digunakan untuk memenuhi 40 ppm batas NO_x. Tingkat NO_x dapat lebih dikurangi dengan menggunakan Selective Catalytic Reduction (SCR) sistem untuk memenuhi spesifikasi ppm 5 jika persyaratan emisi yang lebih ketat diperlukan, dengan dampak biaya yang signifikan.

Sistem SCV berbeda dibanding dengan sistem closed-loop heater dan campuran water/glycol. SCV menggunakan combustion sebagai sumber panas dalam regasifikasi LNG (Brian Esentrout et al,2006).

Kontrol untuk vaporizer pembakaran terendam lebih kompleks bila dibandingkan dengan vaporizers rak terbuka (ORV). SCV memiliki peralatan lebih banyak, seperti air blower, sparging piping dan sistem manajemen pembakaran yang harus dipertahankan.



Gambar 2.4 Submerged Combustion Vaporizer
(Brian Esentrout et al,2006)



Gambar 2.5 Skema SCV (Kawamoto et al,2009)

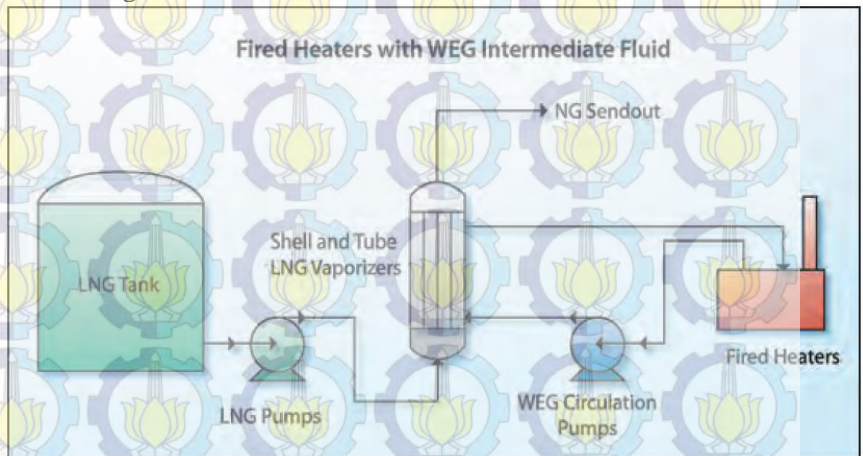
2.3 Intermediate Fluid Vaporizer (IFV)

Intermediate Fluid Vaporizer (IFV) adalah jenis regasifikasi dengan menggunakan panas dari fluida untuk vaporisasi LNG. Umumnya IFV menggunakan vaporizer yang berupa shell and tube. Dimana LNG mengalir melalui pipa-pipa di dalam vaporizer dimana terjadi pertukaran panas dengan intermediate fluid yang mengalir didalam bagian shell dari vaporizer (Kawamoto et al,2009).

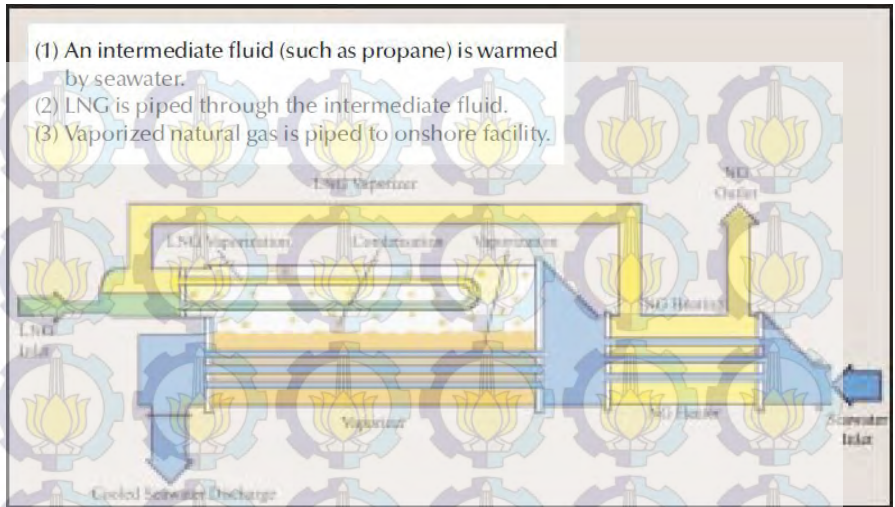
Terdapat dua tahap untuk memanaskan LNG dengan intermediate fluid. Pertama LNG dipanaskan dengan intermediate fluid pada alat penukar panas hingga LNG menjadi gas. Intermediate fluid selanjutnya akan mengalir melalui pipa-pipa atau tube pada alat pemisah panas (seperti *propulsion boiler*)

untuk menyerap panas. Kemudian gas alam yang sudah menjadi gas masuk ke alat penukar panas kedua, dengan air laut sebagai media panas untuk memanaskan gas hingga temperatur yang diinginkan sebelum didistribusikan (Kawamoto et al,2009).

Teknologi regasifikasi IFV dapat beroperasi pada sistem close-loop, open loop atau sistem kombinasi. Intermediate fluid yang sering digunakan pada IFV adalah water/glycol, propane atau refrigerant. Walaupun refrigeran dan propane sering digunakan karena ideal terhadap transfer panas, pengoperasian kedua intermediate fluid ini memiliki resiko dan biaya operasi yang lebih besar dibanding dengan penggunaan water/glycol. Water/glycol memiliki flash point yang tinggi, membutuhkan luas transfer panas yang lebih besar dibanding kedua intermediate fluid yang lainnya. Secara garis besar cara kerja dari W/G IFV dapat dilihat sebagai berikut :



Gambar 2.6 Intermediate Fluid Vaporizer (water/glycol)
(Brian Esentrout et al,2006)



Gambar 2.7 Skema Kerja IFV(Kawamoto et al,2009).

2.4 Ambient Air Vaporizer (AAV)

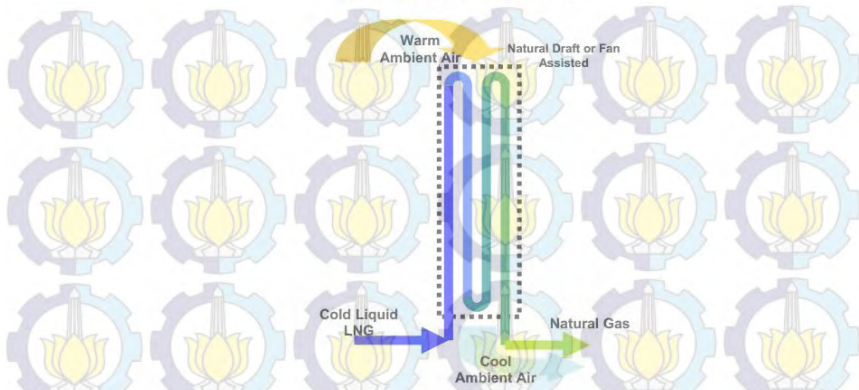
Ambient Air Vaporizer (AAV) menggunakan udara bebas sebagai sumber panas untuk memanaskan LNG. LNG didistribusikan melalui beberapa heat exchanger dimana udara bergerak naik dan turun pada vaporizer. Udara dikontrol dari luar heat exchanger melalui densitas udara atau memasang kipas. Proses ini dapat dioperasikan baik dengan menggunakan direct heat maupun indirect heat. Teknologi AAV sangat cocok digunakan pada terminal regasifikasi yang memiliki iklim dengan udara yang cenderung hangat.

Beberapa jenis vaporizer yang menggunakan udara ambien adalah dapat dibagi menjadi tiga jenis:

2.1.4.1 Heat Integrated Ambient Air vaporizer (HIAAV)

Umumnya proses regasifikasi pada sistem HIAAV diperoleh dari transfer panas dari exhaust mesin pembangkit dari gas engines atau turbin dengan memanfaatkan sirkulasi dari quench water.

Oregon LNG Import Terminal Vaporizer Alternatives Study



**Gambar 2.9 Skema Direct Ambient Air Vaporizer
(Oregon LNG, 2007)**

Direct AAV dapat dibagi kembali menjadi dua jenis yaitu Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer dan Forced Draft Ambient Air Vaporizer.

2.1.4.2.1 Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND AAV)

Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer bergantung pada angin dan arus udara untuk menggerakkan udara ke tube-tube dan sirip pada vaporizer. Saat udara hangat berkontak dengan tube yang berisi LNG, udara akan menjadi dingin yang akan menyebabkan mengalir ke bawah bagian dari vaporizer. Hal ini menyebabkan ambient air mengalir dari atas vaporizer menuju ke bawah (oregon)

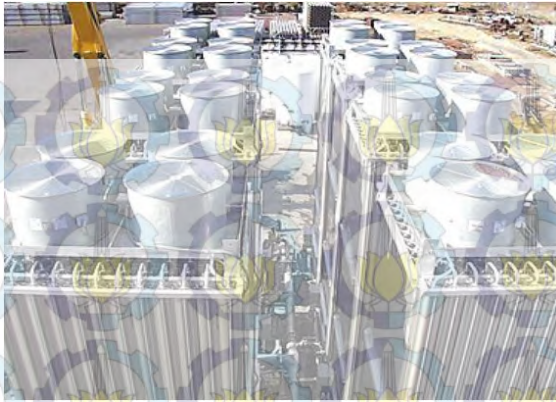
Temperatur gas keluar dari Direct AAV bergantung tidak hanya pada kondisi ambien namun pada faktor lain seperti banyaknya unit yang beroperasi dan waktu operasi.



**Gambar 2.10 Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer
(M. Sam Mannan, 2010)**

2.1.4.2.2 Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DFD AAV)

Pada DFD AAV, aliran udara ke dalam unit vaporizer dikontrol oleh kipas yang berada pada bagian atas dari vaporizer. Tiap unit dapat dilengkapi dengan penutup pada tiap sisi untuk mengarahkan aliran udara menuju vaporizer. DFD AAV lebih efektif 1,7 kali dibandingkan DND AAV dikarenakan aliran udara dapat mengalir 1,7 lebih banyak ke dalam vaporizer.



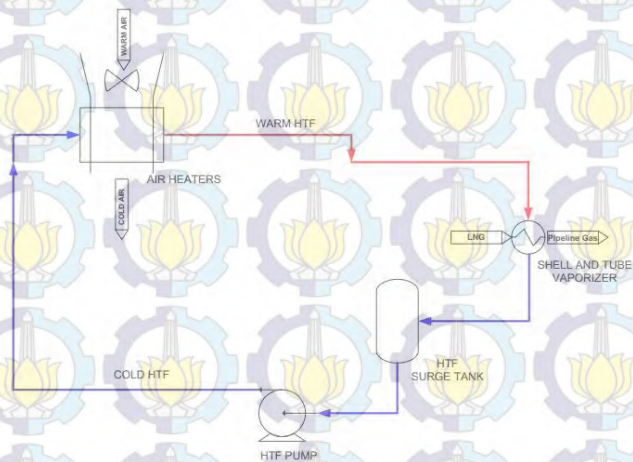
Gambar 2.11 Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer dengan penutup (Oregon LNG, 2007)



Gambar 2.12 Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer tanpa penutup (Oregon LNG, 2007)

2.1.4.3 Indirect Ambient Air Vaporizer (IAAVs)

Sistem regasifikasi ini terdiri dari shell and tube heat exchanger, sirip-sirip pemanas udara atau reverse cooling tower dan heat transfer fluid loop. sirip-sirip pemanas udara digunakan untuk transfer panas dari udara ambien ke heat transfer fluid, dimana kemudian akan ke LNG STV. HTF yang sudah didinginkan mengalir ke dalam tank dan dipompa menuju pemanas udara.



Gambar 2.13 Indirect Ambient Air Vaporizer
(Kawamoto et al, 2009).

Pada iklim yang cenderung dingin dibutuhkan tambahan panas selain udara hingga proses regasifikasi akan berjalan sempurna. Masalah yang sering timbul pada AAV adalah pembentukan embun yang membeku akibat dari LNG divaporisasi langsung dengan udara dan uap air pada kondensasi dan pembekuan udara (Kawamoto et al, 2009).

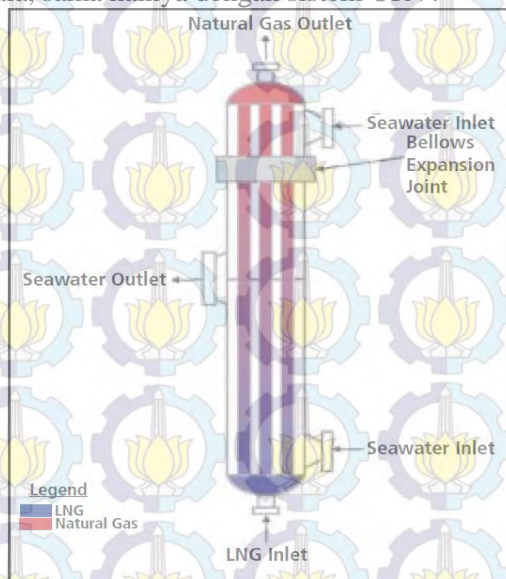
2.5 Shell and Tube Vaporizer

Shell and Tube Vaporizer (STV) menggunakan air laur sebagai sumber panas. Pada sistem open-loop STV, LNG masuk

melalui bagian bawah STV dimana STV diletakkan secara vertikal untuk mengoptimasi efisiensi vaporisasi. LNG masuk melalui pipa-pipa dimana air laut masuk pada bagian *shell* dari STV.

Pada sistem closed-loop menggunakan intermediate fluid (seperti propane atau water/glycol) untuk mentransfer panas. Intermediate fluid mengalir melalui pipa pada alat enukar panas (propulsio boiler) untuk menyerap panas, kemudian fluida mengalir melalui STV untuk proses regasifikasi LNG (Kawamoto et al,2009).

Dengan adanya dua heat exchanger dibutuhkan area yang luas. Teknologi open-loop menghasilkan emisi udara yang kecil karena tidak adanya proses combustion. Sebaliknya sistem open-loop menggunakan air laut sebagai sumber panas terdapat beberapa kendala, sama halnya dengan sistem ORV.



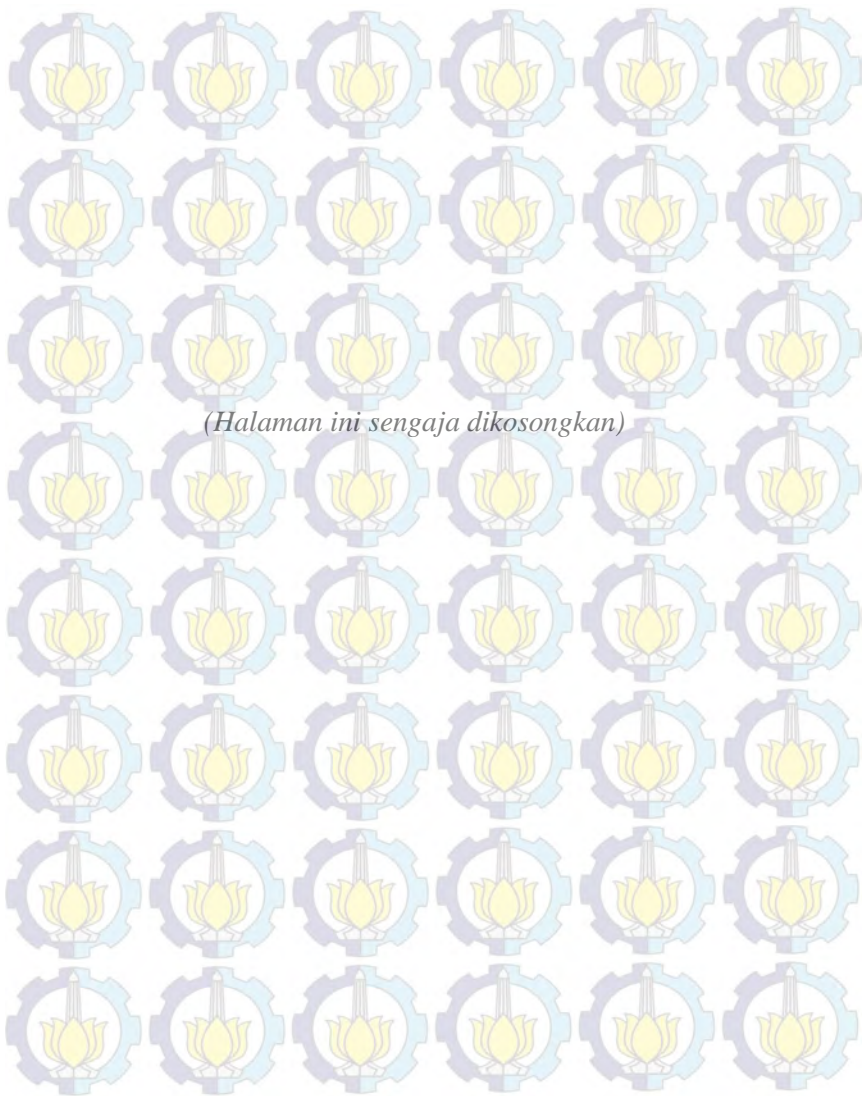
Gambar 2.14 Shell and Tube Vaporizer (Kawamoto et al,2009).

Pada tabel berikut dapat dilihat perbandingan antara kelima sistem regasifikasi LNG dengan sumber panas yang digunakan:

VAPORIZATION SYSTEMS AS THEY RELATE TO THERMAL ENERGY		THERMAL ENERGY SOURCE		
		Ambient Air	Natural Gas (Combustion)	Seawater
Intermediate Fluid Vaporizer (IFV) propane or refrigerant	indirect heat ^a	x		x
Intermediate Fluid Vaporizer (IFV) water/glycol	indirect heat	x	x	x
Ambient Air Vaporizer (AAV) or indirect heat	direct heat ^b	x		
Open Rack Vaporizer (ORV)	direct heat			x
Shell and Tube Vaporizer (STV)	direct heat			x
Submerged Combustion Vaporizer (SCV)	indirect heat		x	

a. Indirect heat is defined as when the thermal energy source (ambient air, natural gas, or seawater) is used to warm a secondary heating medium that re-vaporizes the LNG.
b. Direct heat is defined as when the thermal energy source (ambient air, natural gas, or seawater) directly warms and re-vaporizes the LNG.

Gambar 2.15 Perbandingan Jenis Regasifikasi



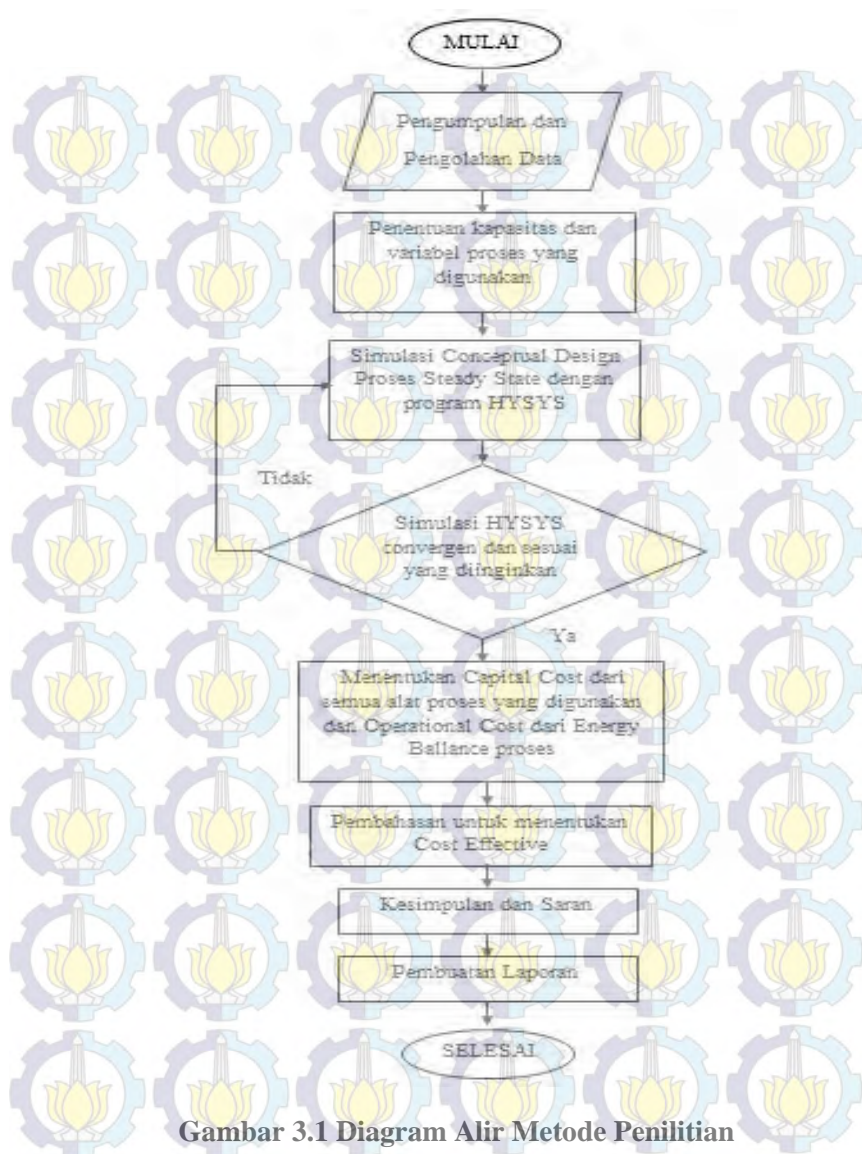
(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian

Metode yang dimaksud adalah suatu acuan dalam melakukan urutan-urutan kerja atau langkah-langkah analitis yang disusun secara benar dan teratur agar topik permasalahan bisa diselesaikan secara tepat dan dapat dipertanggung jawabkan. Secara umum penelitian ini dilakukan dengan tahapan yang ditunjukkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Diagram Alir Metode Penelitian

3.2 Pengumpulan dan Pengolahan Data

Penelitian ini diawali dengan tahap pengumpulan dan pengolahan yang mana pada tahap ini dilakukan pencarian data awal untuk mencari dan merancang proyek regasifikasi yang memiliki biaya yang efektif. Beberapa data awal ini ialah :

1. Penentuan lokasi yang memungkinkan untuk pembangunan proyek regasifikasi LNG ini. Penentuan lokasi ini juga berdasar pada sumber pasokan bahan baku serta kemana produk yang dihasilkan nanti akan disalurkan, karena akan juga berpengaruh pada biaya.
2. Data klimatologi dan meteorologi dari lokasi yang ditentukan. Dikarenakan beberapa tipe unit regasifikasi LNG ada yang sensitif terhadap perubahan iklim serta berpengaruh atau tidaknya terhadap iklim tropis.
3. Tipe-tipe unit regasifikasi LNG serta jenis pemanas yang digunakan. Nantinya tipe-tipe unit regasifikasi LNG serta jenis-jenis pemanas yang digunakan ini akan saling disimulasikan dan dibandingkan untuk mendapatkan tipe dan jenis pemanas mana yang memiliki biaya yang optimum.
4. Spesifikasi operasi yang digunakan sebagai data untuk mendapatkan biaya operasional dari proses regasifikasi LNG ini.

3.3 Penentuan Kapasitas dan Variabel Penelitian

Pada penelitian ini nantinya akan disimulasikan proyek regasifikasi LNG dengan kapasitas 100 MMSCFD yang dibagi menjadi dua train dengan kapasitas masing-masing train sebesar 50 MMSCFD. Jenis vaporizer yang digunakan adalah Open Rack Vaporizer dan Ambient Air Vaporizer (Direct Forced Draft dan Direct Natural Draft) dengan sumber panas yang berasal dari air laut dan udara ambien. Variabel penelitian yang akan digunakan dapat dilihat pada Tabel 3.1.

**Tabel 3.1 Variabel Penelitian untuk perancangan unit
regasifikasi LNG**

<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulated Variable</i>
<ul style="list-style-type: none"> Kapasitas = 100 MMSCFD (2 train) Feed LNG dengan suhu $-161,3^{\circ}\text{C}$ Suhu minimal produk 20°C Tekanan minimal produk 500 psia 	<p>Vaporizer yang digunakan:</p> <ul style="list-style-type: none"> <i>Open Rack Vaporizer</i> (ORV) <i>Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer</i> (DND-AAV) <i>Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer</i> (DFD-AAV) <p>Jenis pemanas yang digunakan:</p> <ul style="list-style-type: none"> Air laut untuk ORV Udara ambien untuk DND-AAV dan DFD-AAV <p>Tekanan feed yang masuk ke <i>vaporizer</i></p>

Serta beberapa rincian untuk LNG yang akan diregasifikasi dalam proses ini dengan spesifikasi sebagai berikut :

Temperature : $-161,3^{\circ}\text{C}$
 Pressure : 1,06 bar
 Molar Flow : 100 MMSCFD
 Mass Flow : 83310 kg/hr
 Higher Heating Value : 913277,364 kJ/kgmole

Tabel 3.2 Komposisi Liquefied Natural Gas

Komponen	Fraksi Mole
Nitrogen	0,0027
Carbon Monoxide	0,0000
Methane	0,9511
Ethane	0,0461
Propane	0,0002
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
Total	1,0000

Untuk produk yang nantinya akan didistribusikan melalui jaringan pipeline gas dengan spesifikasi seperti pada Tabel 3.3. Dengan kondisi lingkungan:

Udara ambien : 30 °C

Overall *Heat Transfer Coefficient* : 2,7 kJ/h.m² C

Diharapkan nantinya gas alam yang sampai ke *end user* memiliki spesifikasi sebagai berikut :

Temperature : 25 °C (min)

Fase : Gas

Pressure : 500 psia (min)

Tabel 3.3 Spesifikasi Pipa ke *End User*

Spesifikasi	Keterangan
Panjang	3 km
<i>Pipe segment</i>	10
<i>Schedule</i>	40
Material	Cast iron
<i>Roughness</i>	0,259 mm
Normal diameter	304,8 mm
External diameter	323,8 mm
Internal diameter	303,2 mm

3.4 Simulasi Steady State HYSYS

Dari beberapa data awal yang telah disebutkan digunakan untuk mensimulasikan proses unit regasifikasi LNG dengan menggunakan HYSYS. Sehingga nantinya akan didapatkan alur proses, peralatan yang akan digunakan, serta simulasi dari produk yang diinginkan.

3.5 Menentukan Capital dan Operational Cost

Setelah dilakukannya simulasi untuk mengetahui bagaimana jalannya proses regasifikasi LNG ini, maka perlu juga didapatkan berapa biaya untuk memulai dan menjalankan proses hingga pendistribusian ke konsumen nantinya. Disini akan digunakan program ASPEN Capital Cost Estimator untuk mengetahui *capital cost* dari proyek unit regasifikasi LNG ini. Juga kita perlu menghitung biaya operasional untuk menjalankan unit ini yang bisa kita dapatkan data-datanya dari neraca energi proses pada simulasi Aspen HYSYS 7.3.

3.6 Pembahasan

Dari data-data yang telah kita dapatkan dari tahap pengerjaan awal hingga biaya operasional serta biaya kapital dari

simulasi proses unit regasifikasi LNG, dapat dilanjutkan dalam pembahasan untuk mendapatkan rancangan proyek unit regasifikasi LNG dengan biaya yang efektif. Pembahasan ini dapat dilakukan dengan mengkorelasikan data-data dan biaya-biaya yang telah didapatkan sebelumnya dalam bentuk grafik. Dari grafik-grafik ini nantinya dapat dilihat dan bisa saling dibandingkan antara tipe dan jenis pemanas yang berbeda. Sehingga dari situ bisa kita dapatkan rancangan tipe serta jenis pemanas untuk proyek unit regasifikasi LNG yang memiliki biaya yang efektif.

3.7 Kesimpulan dan Saran

Pada tahap akhir ini adalah proses penarikan kesimpulan untuk penentuan tipe unit dan jenis pemanas yang penggunaannya lebih efektif dan memiliki biaya yang lebih efisien dibandingkan dengan tipe dan jenis pemanas yang lainnya. Serta rekomendasi terkait penelitian yang dilakukan sehingga bila nantinya akan ada lagi inovasi perkembangan teknologi untuk mendesain unit regasifikasi LNG yang lebih efektif lagi.



BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan tipe unit regasifikasi LNG dengan desain dan biaya yang efektif di Indonesia dengan bantuan simulasi HYSYS. Penelitian ini dilakukan dengan beberapa variabel yang telah ditetapkan sebelumnya dengan kapasitas terminal regasifikasi sebesar 100 MMSCFD yang terdiri dari dua train dengan kapasitas yang sama besarnya.

4.1 Bahan Baku dan Produk

Pada penelitian ini ditetapkan Liquefied Natural Gas sebagai bahan yang akan di regasifikasi dengan spesifikasi sebagai berikut :

Temperature	: -161,3 °C
Pressure	: 1,06 bar
Molar Flow	: 100 MMSCFD
Mass Flow	: 83310 kg/hr
Higher Heating Value	: 913277,364 kJ/kgmole

Tabel 4.1 Komposisi Liquefied Natural Gas

Komponen	Fraksi Mole
Nitrogen	0,0027
Carbon Monoxide	0,0000
Methane	0,9511
Ethane	0,0460
Propane	0,0002
i-Butane	0,00
n-Butane	0,00
i-Pentane	0,00
n-Pentane	0,00
n-Hexane	0,00
Total	1,00

Untuk produk yang nantinya akan didistribusikan melalui jaringan pipeline gas yang sudah tersedia diharapkan gas alam yang nantinya sampai ke *end user* memiliki spesifikasi sesuai dengan target produk yang telah ditetapkan pada subbab 3.3.

4.2 Proses Flow Diagram dan Analisa Kebutuhan Energi

Dengan menggunakan kapasitas produksi yang sama yaitu sebesar 100 MMSCFD untuk feed yang sama maka dapat ditentukan PFD dari masing – masing jenis regasifikasi.

A. Open Rack Vaporizer (ORV)

Dalam jenis regasifikasi ini digunakan sumber panas berupa air laut dan jenis vaporizer berupa Open Rack Vaporizer. Dari spesifikasi jenis pemanas yang telah ditentukan dapat disusun diagram pada gambar 4.1.

Dengan kapasitas 100 MMSCFD dengan terminal regasifikasi terdiri dari 2 train dengan kapasitas masing-masing

sebesar 50 MMSCFD. Pada Regasifikasi menggunakan ORV diperlukan alat tambahan berupa seawater pump yang berfungsi untuk mengalirkan air laut menuju ke vaporizer.



Gambar 4.1 Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan menggunakan Direct Open Rack Vaporizer

Peralatan yang digunakan dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Kebutuhan Alat pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Open Rack Vaporizer

Alat	Kapasitas Alat	Jumlah Alat
Insulation Tank	10283 m ³	4
Cryogenic Pump	133 HP	3
Seawater Pump	45 HP	3
Open Rack Vaporizer	50 MMSCFD	2

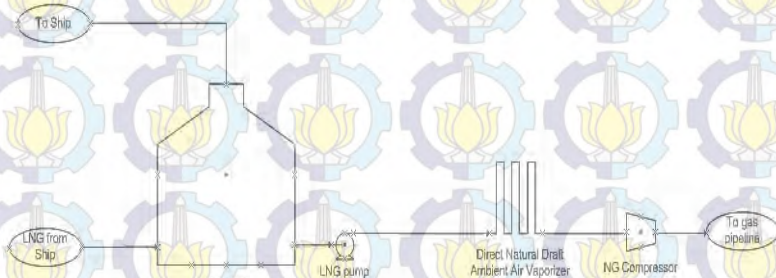
Dengan melakukan perhitungan dan simulasi menggunakan program HYSYS 7.3 maka didapat kebutuhan energi dari masing-masing alat pada tabel 4.3.

Tabel 4.3 Kebutuhan Energi pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Open Rack Vaporizer

Alat	Kebutuhan Energi (kW/tahun)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Seawater Pump	282823,2
Open Rack Vaporizer	0

B. Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

Dalam jenis regasifikasi ini digunakan sumber panas berupa udara ambien dan jenis vaporizer berupa DND-AAV. Dari spesifikasi pemanas dapat disusun diagram yang dapat dilihat pada gambar 4.2.



Gambar 4.2 Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan menggunakan Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer

Dengan kapasitas 100 MMSCFD dengan terminal regasifikasi terdiri dari 2 train, kapasitas masing-masing sebesar

50 MMSCFD. Berbeda dengan ORV, pada DND-AAV tidak memerlukan pompa air laut namun mengandalkan udara ambien yang berada di sekitar vaporizer. Peralatan yang digunakan pada tabel 4.4.

Tabel 4.4 Kebutuhan Alat pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

Alat	Kapasitas Alat	Jumlah Alat
Insulation Tank	10283 m ³	4
Cryogenic Pump	133 HP	3
Direct Natural Draft Ambien Air Vaporizer	50 MMSCFD	70
LP Natural Gas Kompresor	40 bar	1

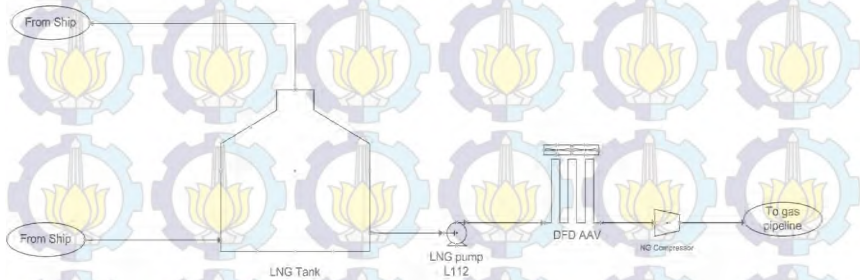
Dengan melakukan perhitungan dan simulasi menggunakan program simulasi HYSYS 7.3 maka didapat kebutuhan energi dari masing-masing alat pada tabel 4.5.

Tabel 4.5 Kebutuhan Energi pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

Alat	Kebutuhan Energi (kw/tahun)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Direct Natural Draft Ambien Air Vaporizer	0
LP Natural Gas Kompresor	3131647

C. Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DFD-AAV)

Dalam jenis regasifikasi ini digunakan sumber panas berupa air laut dan jenis vaporizer berupa Open Rack Vaporizer. Dari spesifikasi jenis pemanas yang telah ditentukan dapat disusun diagram pada gambar 4.3.



Gambar 4.3 Process Flow Diagram Proses Regasifikasi dengan Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer

Dengan kapasitas 100 MMSCFD dengan terminal regasifikasi terdiri dari 2 train dengan kapasitas masing-masing sebesar 50 MMSCFD. Peralatan yang digunakan dapat dilihat pada tabel 4.6. Berbeda dengan DND-AAV pada DFD-AAV menggunakan bantuan fan yang berada di atas. Fan berfungsi mempercepat aliran udara menuju vaporizer.

Tabel 4.6 Kebutuhan Alat pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

	Alat	Kapasitas Alat	Jumlah Alat
	Insulation Tank	10283 m ³	4
	Cryogenic Pump	133 HP	3
	Direct Forced Draft Ambien Air Vaporizer	50 MMSCFD	14
	NG Kompresor	40 bar	1

Dengan melakukan perhitungan maka didapat kebutuhan energi dari masing-masing alat pada tabel 4.7.

Tabel 4.7 Kebutuhan Energi pada Terminal Regasifikasi dengan Menggunakan Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DFD-AAV)

Alat	Kebutuhan Energi (kw)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Direct Forced Draft Ambien Air Vaporizer	108372
LP Natural Gas Kompresor	3183780

4.3 Penentuan Alat

Dari ketiga sistem regasifikasi terdapat persamaan pada tangki penyimpanan dan pompa LNG yang bekerja pada kondisi *cryogenic*. Tangki penyimpanan memiliki spesifikasi tabel 4.8 pada halaman berikutnya.

Tabel 4.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan LNG

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	50 MMSCFD
Bahan konstruksi	Hastelloy C-22
Waktu simpan	3 hari
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup atas	Conical Dished head
ID shell	836,75 in
OD shell	840 in
Tinggi shell	104,59 ft
Tebal shell	1,625 in
Tebal tutup atas	3,5 in
Jumlah	2 buah
Material isolasi	Asbestos
Tebal isolasi	0.006357 m

Selain tangki penyimpanan, ketiga sistem regasifikasi menggunakan pompa LNG yang sama dengan spesifikasi pada tabel 4.9.

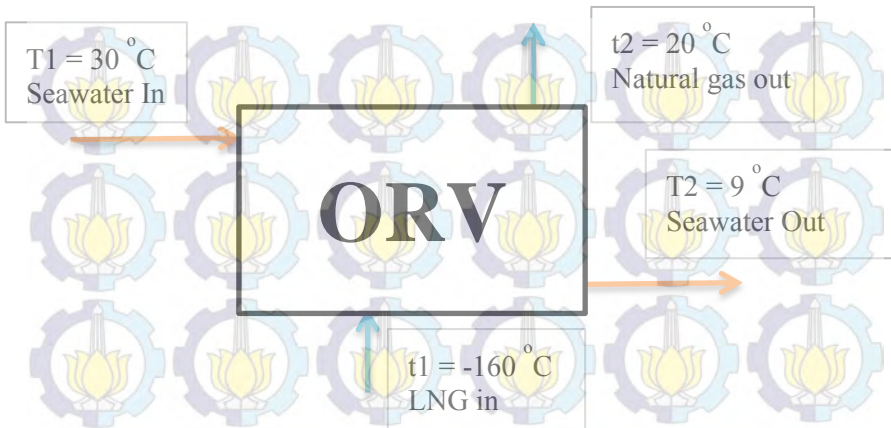
Tabel 4.9 Spesifikasi Pompa LNG

Spesifikasi	Keterangan
Jenis	Submerged Motor Cryogenic Pump
Type	60742L3-F200F
Kapasitas	200 m ³ /h (max)
Material case	Aluminium alloy
Material rotor	Cryogenic varnish
Fluid moved	LNG, LPG, Liquid Nitrogen
Max temperature	-180oC
Insulation	Vacuum pressure impregnation using special cryogenic varnish, class F
Suction pressure	1 bar
Discharge pressure	50 bar (max)
Power pompa	175 hp (max)
Jumlah	2 buah

4.3.1 Open Rack Vaporizer (ORV)

Pada proses regasifikasi LNG dengan sumber panas berupa air laut diperlukan vaporizer dengan jenis open rack. Dengan LNG memiliki spesifikasi yang sama pada ketiga sistem regasifikasi

Didapatkan desain alat sebagai berikut :



Gambar 4.4 Skema Alat Open Rack Vaporizer

Tersedia data dari vendor untuk proses regasifikasi dengan feed yang telah ditentukan:

Tabel 4.10 Spesifikasi Alat Open Rack Vaporizer

Mechanical Data				
Design Data				
		Tube Side		Seawater Side
Design Pressure	bar	50		20
Design Temperature	Deg.C	32 (max)		-150 (max)
		3 (min)		-170 (max)
Corrosion Allowance	mm			4
No. Of Tube Passes				1046
Connection Data				
	Size	Rating	Type	
Process	*	900#	*	

inlet Each

module

Process

Outlet at

each

module *

900#

RF

Seawater

Inlet

24"

150#

FF

Configuration Data

Tube No.

mm

*

Tube Outside Diameter

mm

25,44

Pitch

mm

12,72

Angle

mm

90

Tube Type

ERW

*

Tube Length

m

3

Tube maksimum pressure

bar

60

Tube Material

Stainless Steel 301

No Of Panels

*

No Of Tubes Panel

*

Ov Panel Dimensions

m

*

Weight

kg

5597

Vaporizer Type

I/U

ORV

Elevation of Sea Water Header

m

8

Perhitungan pada Appendiks menunjukkan bahwa spesifikasi alat telah mencukupi dengan feed dan outlet yang telah ditentukan. Pad menggunakan ORV dibutuhkan fasilitas

pendukung berupa kolam air laut untuk menampung air laut sebelum masuk ke dalam vaporizer. Selain kolam penampung, ORV memerlukan alat penunjang yaitu pompa air laut yang tahan terhadap tingkat korosi yang tinggi. Pompa air laut yang didapat pada tabel 4.11.

Tabel 4.11 Spesifikasi Pompa Air Laut

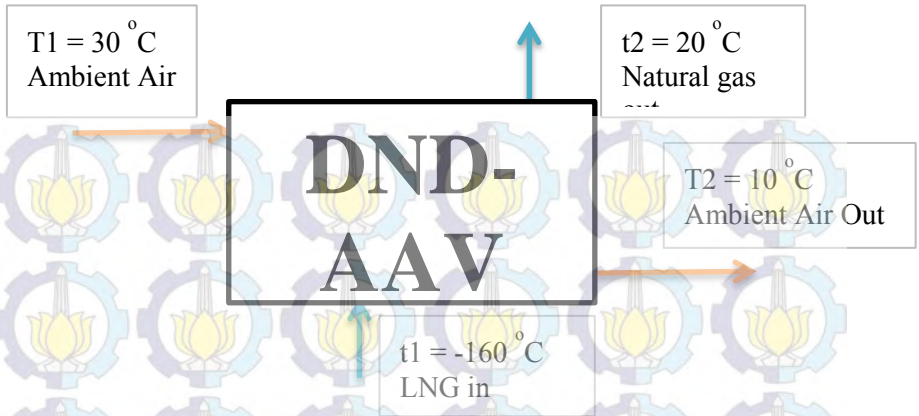
Products	Double Suction Pumps (CDM,CDMV)	
Size	320	mm
Max Capacities	33000	m ³ /hr
Max Total Head	300	m
Max Operating Pressure	1,4	Mpa
Max Operating Temp	80	C

Jumlah alat dapat ditentukan sesuai dengan kondisi yang diinginkan dengan menyesuaikan penyedia alat (vendor) untuk 2 train dengan kapasitas yang sama.

Open Rack Vaporizer : 2 buah
 Pompa Air Laut : 3 buah (1 standby)

4.3.2 Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

Pada proses regasifikasi LNG dengan sumber panas berupa udara ambien diperlukan vaporizer dengan jenis ambient air vaporizer. Dengan skema vaporizer (DND-AAV) pada gambar 4.5.



Gambar 4.5 Skema Alat DND Ambient Air Vaporizer

Didapatkan data dari vendor penyedia alat dengan material alat adalah alumiium alloy type 6001.

Tabel 4.12 Spesifikasi DND-AAV

Vaporizer Type	L40-30F6-L
Maksimum Pressure	40 bar
Number of Finned Tube	30
Number of Fin per Tube	8
Length Of Pipe	6 m
Dimension Approx	
Depth	1,84 m
Width	1,54 m
Heigth	7,14 m
Weigth (empty)	788 kg
Nominal capacity	1000 N ₂ (Nm ³ /hr)
Connection (inlet/outlet)	flange/counter flange
	DN 40/PN 40
Linde ident-no.	M83562

Spesifikasi di atas berlaku untuk nitrogen, sedangkan untuk LNG yang memiliki kandungan lebih dari 95% efektifitas alat bergantung pada faktor koreksi pada tabel 4.13.

Tabel 4.13 Faktor Koreksi pada Natural Ambient Air Vaporizer

Medium	Correction Factor
N2	1
H2	1,75
O2	0,92
CH4	0,76

Alat yang ada di pasara memiliki keterbatasan dalam tekanan maksimal, dengan pressure drop pada gas pipeline diharapkan pipa keluar dari vaporizer bernilai minimal 39 bar. Untuk mencapai tekanan minimal keluar pipeline maka diperlukan tambahan berupa kompressor dengan spesifikasi sebagai pada tabel 4.14 :

Tabel 4.14 Spesifikasi Natural Gas Compressor

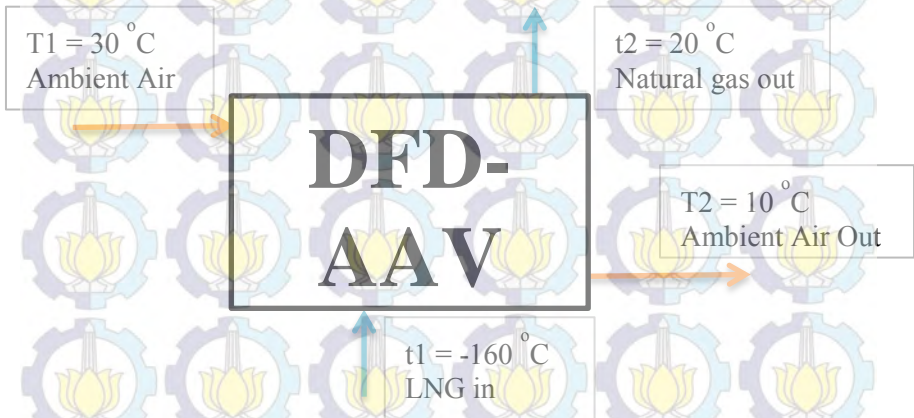
Spesification			
Code	CC194KS		
Type	Centrifugal Compressor		
Stage	2		
Material	Cast Iron		
Operation Condition	Psuction (min)	1	bar
	Pdischarge (max)	40	bar
Capacity (max)	*		
Power Consumption	max 400 KW/hr		

Jumlah alat dapat ditentukan sesuai dengan kondisi yang diinginkan dengan menyesuaikan penyedia alat (vendor) untuk 2 train dengan kapasitas yang sama.

DND AAV : 40 buah
Kompressor : 1 buah

4.3.3 Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DFD-AAV)

Pada proses regasifikasi LNG dengan sumber panas berupa udara ambien diperlukan vaporizer berupa DFD-AAV dengan jenis ambient air vaporizer dengan bantuan fan / kipas. Dengan skema alat pada gambar 4.6 :



Gambar 4.6 Skema Alat DFD Ambient Air Vaporizer

Perbedaan utama dari DND-AAV dan DFD-AAV terletak pada perpindahan sumber panas yang berupa udara ambien. Pada DFD-AAV udara bergerak secara paksa dengan bantuan kipas/fan yang berada di atas dari vaporizer. Fungsi dari fan adalah mempercepat laju angin. Tidak seperti pada DND-AAV yang bergantung pada cuaca. DFD-AAV cenderung lebih stabil. Data yang didapat dari vendor adalah sebagai berikut:

Tabel 4.15 Spesifikasi DFD-AAV

Vaporizer Type	L40-30F6-L
Maksimum Pressure	40 bar
Number of Finned Tube	30
Number of Fin per Tube	8
Length Of Pipe	6 m
Dimension Approx	
Depth	1,84 m
Width	1,54 m
Heigth	7,14 m
Weigth (empty)	788 kg
Nominal capacity	1000 N ₂ (Nm ³ /hr)
Connection (inlet/outlet)	flange/counter flange DN 40/PN 40
Linde ident-no.	M83562

Tabel 4.16 Spesifikasi Fan untuk DFD-AAV

Spesifikasi fan yang digunakan :		
Gas Volume	833	m3/min
Pressure	2	bar
Gas Density	1,204	kg/m3
Dust	none	g/m3
Speed (min/max)	525/800	rpm
Wheel diameter	1,1408	m2
Bearing type	roller	
Bearing size	50	mm
Power Required	13.684	kW
Type of Speed Control	automatic	
Jumlah Fan per vaporizer	2	buah
Dimensi Fan	92 x 124 x 40 cm	

Sama seperti DND-AAV, sistem ini membutuhkan kompresor tambahan untuk menaikkan tekanan agar memenuhi spesifikasi. Kompresor yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut.

Tabel 4.17 Spesifikasi Compressor untuk DFD-AAV**Compressor Specification**

Code	CC194KS		
Type	Centrifugal Compressor		
Stage	2		
Material	Cast Iron		
Operation Condition	Psuction (min)	1	bar
	Pdischarge (max)	40	bar
Capacity (max)	833,4 m ³ /min		
R	*		
Power Consumption	max 400 KW/hr		

Jumlah alat dapat ditentukan sesuai dengan kondisi yang diinginkan dengan menyesuaikan penyedia alat (vendor) untuk 2 train dengan kapasitas yang sama sebesar 50MMSCFD.

DFD AAV : 14 buah
 Fan : 28 buah
 Kompresor : 1 buah

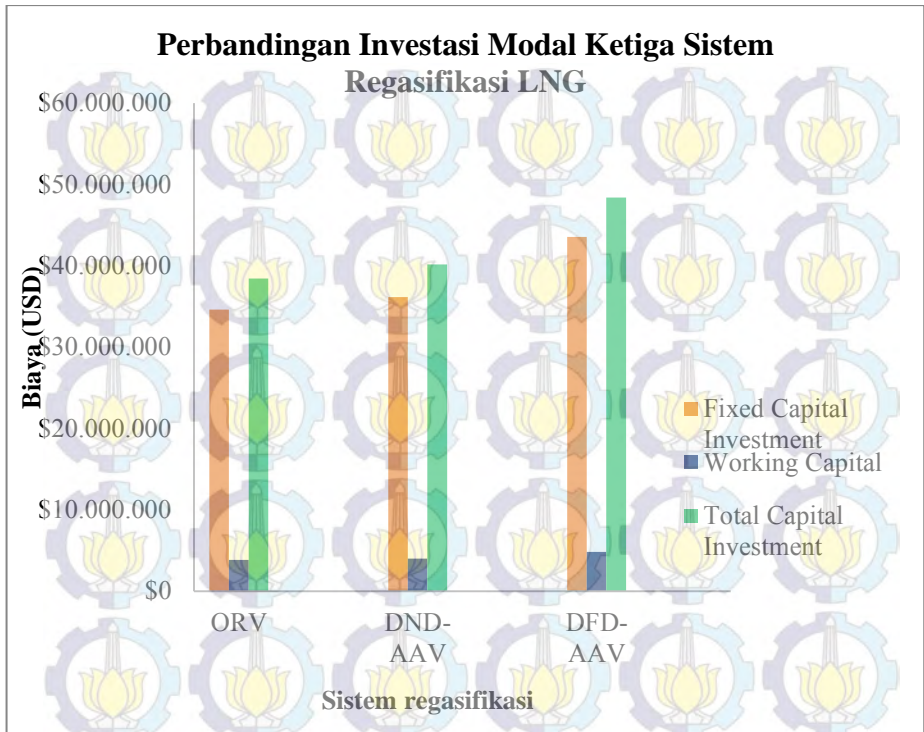
4.4 Analisa Ekonomi**A. Penentuan Total Capital Investment**

Untuk menentukan cost effective pada ketiga sistem regasifikasi ini perlu penentuan Total Capital Investment (TCI) dan Total Production Cost (TPC). Total Capital Investment merupakan akumulasi dari fixed capital investent (FCI) dan Working Capital (WC). Pada ketiga sistem ini memiliki perbedaan pada jenis vaporizer dan alat penunjangnya. Fixed Capital Investment (FCI) adalah Aset atau investasi modal yang diperlukan untuk memulai dan melakukan bisnis dalam konteks penelitian ini adalah membangun suatu pabrik. Aset-aset ini dianggap tetap dalam artian mereka tidak digunakan

dalam produksi yang sebenarnya, tetapi memiliki nilai yang dapat digunakan kembali. Fixed Capital Investment 1 Fixed Capital Investment ditinjau berdasarkan vaporizer dan alat penunjangnya

- Equipment Cost
 - Equipment
 - Instalasi
 - Instrumentasi
 - Piping
 - Electrical
- Service Facility
- Land

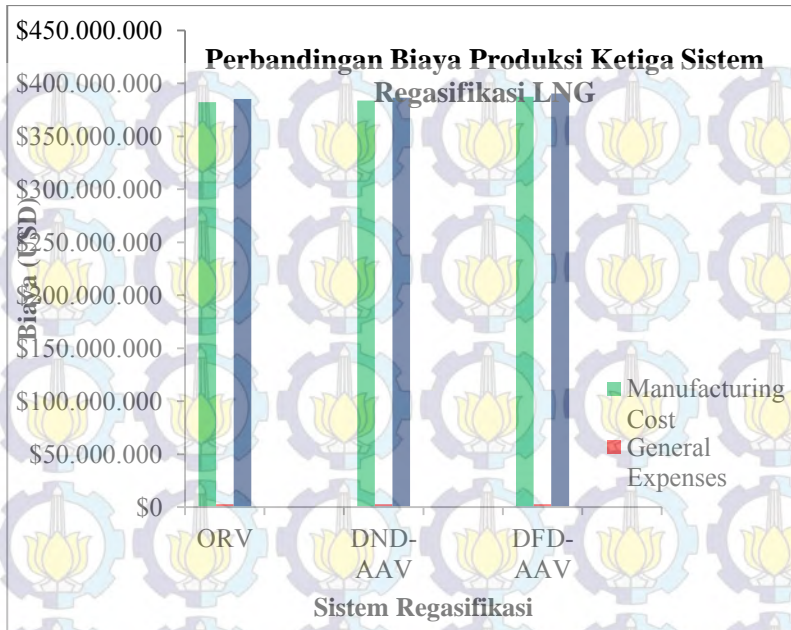
Sedangkan Working Capital terdiri dari jumlah total modal yang diinvestasikan pada bahan baku, produk, saldo yang berfungsi pembayaran biaya operasi. Dari jenis ketiga sistem regasifikasi ini adalah ORV membutuhkan pompa untuk mengalirkan air laut serta fasilitas penunjang yaitu sea water intake facility. Sedangkan DND-AAV dan DFD-AAV membutuhkan kompressor karena memiliki keterbatasan dalam tekanan operasi maksimal. Perbandingan modal ketiga sistem regasifikasi dapat dilihat pada gambar 4.7.



Gambar 4.7 Perbandingan Investasi Modal Ketiga Sistem Regasifikasi LNG

B. Penentuan Total Product Cost (TPC)

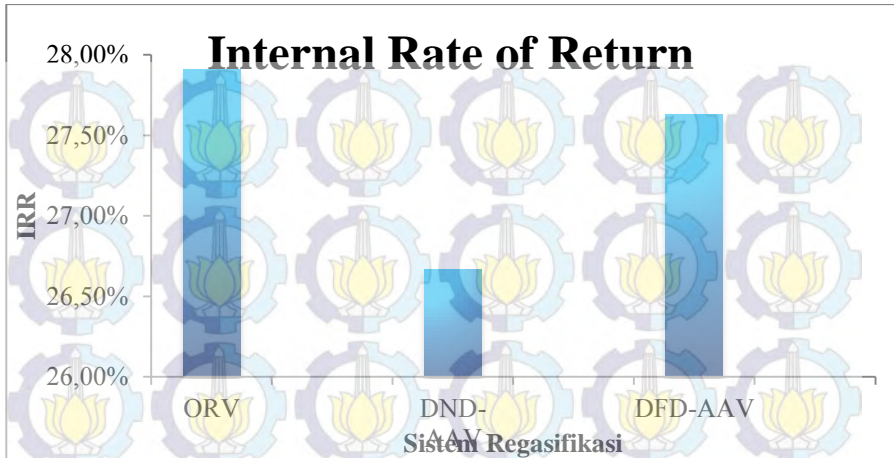
Total Product Cost pada sistem regasifikasi terdiri dari Manufacturing Cost dan General Expenses. Selain Total Investment Cost, Total Production Cost menentukan harga dari suatu produk. Dalam penelitian ini, harga produk ditetapkan sebesar \$16,25 dan harga bahan baku berupa LNG sebesar \$15,00 per MMBTU. Total Production Cost dihitung dalam waktu satu tahun yang dapat dilihat pada gambar 4.8 :



Gambar 4.8 Perbandingan Biaya Produksi Ketiga Sistem Regasifikasi

Dari hasil perhitungan dan evaluasi, didapatkan Internal Rate of Return (IRR). IRR sering digunakan dalam penganggaran modal yang membuat nilai sekarang bersih dari semua cash flow dari suatu proyek tertentu sama dengan nol. Secara umum, semakin tinggi IRR, lebih efisien, efektif dan menguntungkan. Dengan demikian, IRR dapat digunakan untuk pertimbangan beberapa jenis proyek. Dengan asumsi semua faktor lain adalah sama, proyek dengan IRR tertinggi mungkin akan dianggap yang terbaik dan dilakukan terlebih dahulu.

Dari Balance sheet didapatkan IRR dari masing-masing sistem regasifikasi pada gambar 4.9.



Gambar 4.9 Internal Rate of Return pad Ketiga Sistem Regasifikasi

Pada gambar 4.9 terlihat bahwa IRR pada sistem regasifikasi menggunakan ORV lebih tinggi yaitu sebesar 27,91%. Besarnya IRR dapat menjadi acuan dalam pertimbangan sistem regasifikasi di Indonesia yang merupakan negara yang beriklim tropis dan memiliki temperatur laut yang cenderung stabil dibanding dengan negara-negara beliklim non-tropis. Hal ini menunjukkan bahwa sistem regasifikasi menggunakan ORV memiliki laju pengembalian modal lebih cepat dan menguntungkan terutama di Indonesia.

Sistem regasifikasi menggunakan DFD-AAV memiliki keunggulan di harga vaporizer yang lebih murah dibanding dengan ORV. Namun pada DND-AAV dan DFD-AAV memiliki kekurangan berupa kondisi operasi yang terbatas yaitu pada tekanan 40 bar sehingga memerlukan kompresor agar sesuai dengan standar rata-rata *enduser*. Selain itu pada penggunaan Ambient Air Vaporizer (DND-AAV dan DFD AAV) membutuhkan lahan yang besar karena keperluan vaporizer yang besar.

BAB V

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan evaluasi pada ketiga sistem regasifikasi 50MMSCFDx 2 train dengan dua sumber panas berupa air laut dan udara ambien. yang berbeda dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. *Total Capital Investment* (TCI) pada masing – masing sistem regasifikasi pada ORV sebesar \$38.444.476 untuk DND-AAV dan DFD-AAV masing masing sebesar \$40.143.846 dan \$48.387.914.
2. Dari ketiga sistem regasifikasi didapat besarnya *Internal Rate of Return* (IRR) melalui *balance sheet*, masing-masing sebesar 27,91%; 26,67% dan 27,63% untuk ORV, DND-AAV dan DFD-AAV.
3. Sistem regasifikasi menggunakan ORV, DND-AAV dan DFD-AAV memiliki besar IRR yang hampir sama namun dari segi sumber panas, ORV perlu menjadi prioritas untuk diaplikasikan di Indonesia karena temperatur air laut yang lebih stabil



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR PUSTAKA

- Cellini, S. R., J. E. Kee, *Cost-Effectiveness and Cost-Benefit Analysis*, George Washington University, Washington DC, 2010
- Eisentrout, B., S. Wintercorn, B. Weber, *Study Focuses on Six LNG Regasification System*, Engineering Forum-LNG Journal, USA, 2006
- Foss, M. M., *Introduction to LNG: An overview on LNG, its properties, the LNG industry, and safety considerations*, Energy Economics Research, Houston-Texas, 2012
- GNL Italia. *Description of the LNG Terminal and Its Management*, GNL Italia, Italia, 2011
- Griffis, F. H., *NYSDOT Engineering Design Costs: In-House versus Outsourced Design*, Polytechnic Institute of NYU, New York, 2008
- Kawamoto, H., *Natural Gas Regasification Technology: Efficient, environmentally friendly LNG vaporization methods*, U.S.Coast Guard, San Fransisco, 2009
- Kidney, A. J., W. R. Parrish, *Fundamentals of Natural Gas Processing*, Taylor and Francis Group, London, 2006
- Lee, J. H., P. Janssens, J. Cook, *LNG Regasification Vessel*, Offshore Technology Conference, USA, 2005
- Oregon LNG, *Oregon LNG Import Terminal: Vaporizer Alternatives Study*, CH-IV International Document, Baltimore-Houston, 2007
- Patel, D., J. Y. Mak, D. Rivera, J. Angtuaco, *LNG Vaporizer Selection Based on Site Ambient Conditions*, Fluor Enterprises, Inc., California, 2005
- Peters, M. S., K. D. Timmerhaus, R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 1991
- Sharqawy, M. H., J. H. Lienhard, S. M. Zubair, *Thermophysical Properties of Seawater: A Review of Existing*

Correlations and Data, Desalination and Water Treatment, Massachusetts Institute of Technology, Massachusetts, 2010

Siemens AG, *Improving Natural Gas Liquefaction Plant Performance with Process Analyzers*, Siemens AG, Karlsruhe, 2007

Smith, A., J. Y. Mak, *LNG Regasification and Utilization*, Fluor Enterprises, Inc., California, 2005

Sonmez, E., S. Kekre, A. S. Wolf, N. Secomandi, *Model-based Analysis of Liquefied Natural Gas Regasification Technologies*, Carnegie Mellon University, USA, 2009

Subero, G., M. J. Economides, K. Sun, *Compressed Natural Gas (CNG): An Alternative to Liquefied Natural Gas (LNG)*, Society of Petroleum Engineers, Houston, 2006

Suprpto, Y. P., *LNG & The World of Energy*, 1st edition, Badak Book, 2007

The International Group of LNG Importers, *LNG Information Paper No 2 : The LNG Process Chain*, GIIGNL, France, 2009

<http://oilgasjournal.com/LPG-recovery-processes> (diakses 26/11/2013)

APPENDIKS

A. Open Rack Vaporizer

A. Pemilihan Alat

Dalam analisa Cost effective, desain alat yang sesuai dengan vendor yang tersedia perlu dilakukan. Alat-alat yang digunakan pada sistem regasifikasi pada sistem dengan menggunakan ORV adalah :

1. LNG Insulation Tank Storage

Fungsi : Menyimpan feedstock LNG
Kondisi operasi : $P_{operasi} = 1,06 \text{ bar}$

Yang akan dihitung : Spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah dan bahan konstruksi bejana

Perhitungan

Data konversi :

$1 \text{ lb} = 0,45 \text{ kg}$

$1 \text{ lb/ft}^3 = 16 \text{ kg/m}^3$

$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$

$\text{Feed LNG} = 124964 \text{ kg/jam}$

$= 275500,97 \text{ lb/jam}$

Komposisi LNG masuk

Komponen	Komposisi (fraksi mol)	kg/jam	kgmole/jam
Nitrogen	0,0027	567,1287	20,2452
CO2	0,0000	0,0025	0,0001
Methane	0,9510	113991,0787	7105,3911
Ethane	0,0461	10345,4476	344,0466
Propane	0,0002	60,8269	1,3794
i-Butane	0,0000	0,0010	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0001	0,0000
Total	1,0000	124964,4855	7471,0624

Kapasitas penyimpanan LNG ditetapkan

= 3 hari

$$\rho = 437,5 \text{ kg/m}^3$$

$$= 27,31 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Oksigen} = 726.272,2 \text{ ft}^3$$

Tangki akan dibangun 2 buah tangki dengan ukuran sama :

$$\text{Volume LNG} = 363.136,10 \text{ ft}^3/\text{tangki}$$

Ditetapkan ruang kosong 10 % dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1,1 \times 363136,098 \text{ ft}^3$$

$$= 399.449,708 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas dishead head

dan bawah datar dengan perbandingan $L_s/D_i = 1,5$

$$\text{Volume total} = V_1 + V_2$$

$$V1 \text{ (volume shell)} = (\pi \cdot Di^2 \cdot Ls) / 4$$

$$= \pi \times 0.375 \times Di^3$$

$$= 1,1775 Di^3$$

Dengan menggunakan pers.5.11 Brownell and Young, dapat dihitung volume tutup:

$$V2 \text{ (volume tutup)} = 0,000049 Di^3$$

$$\text{Volume Total} = 1,1775 Di^3 + 0,000049 Di^3$$

$$399449,71 = 1,177500 Di^3$$

$$Di^3 = 339235,41$$

$$Di = 69,74 \text{ ft}$$

$$= 836,916 \text{ in}$$

Ditetapkan:

$$Ls = 1,5 Di$$

$$= 105 \text{ ft}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join (E=0.8)

(Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

$$\text{Bahan} = \text{Hastelloy C-22}$$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$$E = 0,8$$

(Brownell and Young, 254)

$$C = 0,1$$

Tekanan operasi = 15,4 Psi

Tekanan hidrostatik	=	$(\rho \times g \times h)$	
		144	
	=	27,31	x 104,614 x 32,17
	=	638,40	144 psi
Tekanan perencanaan	=	tekanan operasi + tekanan hidrostatik	
	=	639,07	psig
Tekanan design	=	1,1 x tekanan perencanaan	
	=	702,98	psig
		$P \times r_i$	
		1,8 f - 0,2 P	+ C
		702,98 x 418,46	
		199800	+ 0,125
		1,598	in
diambil	=	1 5/8	in
standarisasi OD	=	$D_i + 2t_s$	
diambil OD	=	840,17	in
Di baru	=	840	In
	=	$OD - 2t_s$	
	=	837	In
	=	70	Ft

$$L_s = 1.5 D_i \quad (\text{tinggi shell})$$

$$= 104,59 \quad \text{Ft}$$

Tebal tutup atas berupa elliptical dished head

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$V = \frac{2 + k^2}{6}$$

$$= \frac{1}{1}$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{design}} d_i V}{(2 f E - 0,2 P_{\text{design}})} + C$$

$$= 3,438 \quad \text{In}$$

Tebal standar tutup atas

$$= 3 \frac{1}{2} \quad \text{in}$$

$$= 0,2917 \quad \text{ft}$$

Menentukan Tebal Isolasi Tangki Oksigen

Dengan menggunakan persamaan 4.3-5 sampai dengan 4.3-8 Geankoplis

$$T_1 = -161,3 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 112 \quad \text{K}$$

$$T_3 = 30 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 303 \quad \text{K}$$

Dinding terbuat dari steel 1% C

$$k_a, \text{ dinding} = 45 \quad \text{W/mK} \quad (\text{Table 4.1-1 Geankoplis, p. 218})$$

Bahan isolator yang digunakan Asbestos

$$= \frac{\ln \left(\frac{200,768}{200,768 + \frac{10,668}{t_i}} \right) + \frac{A3}{A2} \ln \left(\frac{2141,800}{2141,800 - \frac{10,668}{t_i}} \right)}{\ln \left(1 + \frac{2141,800}{200,768} \cdot 0,094 \cdot t_i \right)}$$

Menghitung panas yang masuk ke tangki:

$$Q = \text{Mol LNG pertangki} \times c_p \times (\Delta t / \Delta \Theta)$$

Dimana:

Massa LNG/tangki = volume LNG pertangki x ρ LNG

$$= 9918034,961 \text{ lb}$$

$$= 4498721,478 \text{ kg}$$

Mol LNG/tangki = $\frac{\text{Massa LNG pertangki}}{\text{BM}}$

$$= \frac{4498721,478}{16,6} = 268901,4631 \text{ kmol/tangki}$$

Dengan menggunakan persamaan:

$$C_p = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4$$

$C_p = 55770 \text{ j/kmol.K}$

Asumsi

$\Delta t = 0,1 \text{ K/hari}$

Maka:

$Q = 17357,216 \text{ W}$

Selain itu:

$$Q = \frac{T_3 - T_1}{(1/h_i A_i) + [(r_2 - r_1)/k_a A_{alm}] + [(r_3 - r_2)/k_b A_{blm}] + (1/h_o A_o)}$$

Dimana:

$$h_i = 1100 \text{ W/m.K} \quad (\text{Table 4.1-2 Gean Koplis, p. 219})$$

$$h_o = 11,3 \text{ W/m.K} \quad (\text{Table 4.1-2 Gean Koplis, p. 219})$$

$$Q = \frac{303 - 111,85}{0,011021353} = 17357,216 \text{ W}$$

Dengan cara trial and error didapatkan :

$$t_{\text{isolator}} = 0,006375 \text{ M}$$

$$= 0,6375 \text{ Cm}$$

Tebal isolasi yang diperlukan adalah 0,006375 m

Kesimpulan perhitungan yang telah disesuaikan dengan vendor Air Product:

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	50 MMSCFD
Bahan konstruksi	Hastelloy C-22
Waktu simpan	3 hari
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup atas	Conical Dished head
ID shell	836,75 in
OD shell	840 in
Tinggi shell	104,59 ft
Tebal shell	1,625 in
Tebal tutup atas	3,5 in
Jumlah	2 buah
Material isolasi	Asbestos
Tebal isolasi	0.006357 m

2. Perhitungan LNG Pump

Fungsi pompa LNG adalah memindahkan LNG dari tangki penyimpanan LNG menuju ke ORV. Spesifikasi alat yang diperlukan:

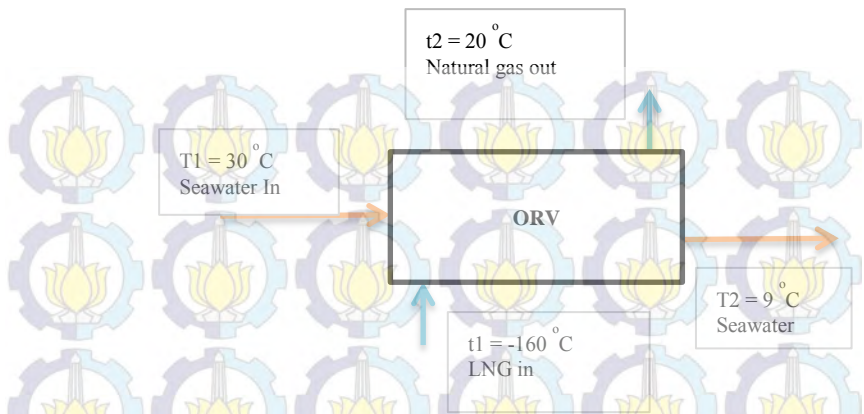
Spesifikasi	Keterangan
Tipe	Cryogenic Pump
Kapasitas	136,88295 m ³ /h
Suction pressure	1 bar
Discharge pressure	43,76 bar

Dari vendor Nikkiso Cryogenic pump didapat alat yang sesuai adalah :

Spesifikasi	Keterangan
Jenis	Submerged Motor Cryogenic Pump
Type	60742L3-F200F
Kapasitas	200 m ³ /h (max)
Material case	Aluminium alloy
Material rotor	Cryogenic varnish
Fluid moved	LNG, LPG, Liquid Nitrogen
Max temperature	-180oC
Insulation	Vacuum pressure impregnation using special cryogenic varnish, class F
Suction pressure	1 bar
Discharge pressure	50 bar (max)
Power pompa	175 hp (max)
Jumlah	2 buah

3. Open Rack Vaporizer

Berfungsi mengubah gas alam dari LNG (liquid) menjadi gas dan menaikkan temperatur dari -160°C menjadi 20°C.



Hot Fluid

	C	F
T1	27	80,6
T2	9	48,2
Tav	18	64,4

Cold Fluid

	C	F
t1	-160	-256
t2	20	68
tav	-70	-94

Hot Fluid Properties

Cp	0,9588	Btu/lb.F
M	***	Cp
K	0,346	Btu/hr.ft.F
SG	1,025	
ρ	63,9	lb/ft3
M	calc	lb/hr

Cold Fluid Properties

Cp	0,916	Btu/lb.F
μ	0,0973	Cp
k	1,61E-02	Btu/hr.ft.F
SG	0,51	
ρ	3,766	lb/ft3
M	91830,0	lb/hr

Menghitung Q

$$Q = M \cdot CP \cdot \Delta T$$

$$= 91830 \cdot 0,916 \cdot (20^\circ\text{C} - (-160^\circ\text{C}))$$

$$= 32800000 \text{ Btu / jam}$$

$$= 56744000 \text{ W}$$

Menghitung massa dan volume air laut yang dibutuhkan

$$M_{sw} = \frac{Q}{CP_{sw} \cdot (\Delta T)}$$

$$= 1055846,557 \text{ lb/jam}$$

$$V_{sw} = \frac{M_{sw}}{\rho}$$

$$= 16524 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menghitung ΔT_{LM}

$$\Delta T_{LM} = \Delta t_1 - \Delta t_2 / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)$$

Dengan

$$\Delta t_1 = 169^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 7^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LM} = 60,08^\circ\text{C}$$

$$= 140,14 \text{ F}$$

Perhitungan ORV

Harga $U_D = 681 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 120 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$

Dengan spesifikasi tube didapat:

OD 1 in

ID 0,782 in

T_{tube} 0,109 in

L_{tube} 118,11 in

weight per ft 1,14 lb

Menghitung luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

$$A = Q / U_D \cdot \Delta T_{LM}$$

$$= 250,17 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{tube}} = \pi \cdot D \cdot \ell$$

$$= 0,239 \text{ m}^2$$

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_{\text{tube}} = A / A_{\text{tube}}$$

$$= 1046 \text{ buah}$$

Menghitung perpindahan pada bagian tube :

$$N_{re} = \frac{G \cdot d}{\mu \cdot 2,42}$$

$$N_{re} = 152395,4$$

dengan $\mu = 0,0973$

$$v = \frac{GT}{3600 \cdot \rho}$$

Pressure drop :

Dengan $f = 0,0001$ (didapat dari Kern tabel 23)

Karena panjang pipa $\Delta p_1 = \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot d i \cdot S G \cdot \phi t}$

$= 1,9845 \text{ psi}$

Karena tube passes $\Delta p_n = \frac{4n}{SG} \left(\frac{v^2}{2gc} \right) \frac{\rho}{144}$

$= 3,4025 \text{ psi}$

Total pressure drop $= \Delta p_1 + \Delta p_n$

$= 5,3897 \text{ psi}$

Penyesuaian alat berdasar vendor :

Vendor

:

Posco Korea

Jenis vaporizer

:

Open Rack Vaporizer

Tipe Vaporizer

:

Harga vaporizer

2163177

USD

(harga per ORV)

Jumlah

1

buah

(per train)

Total

2163177

USD

(per train)

Data spesifikasi ORV:

Mechanical Data				
Design Data				
		Tube Side	Seawater Side	
Design Pressure	bar	50	20	
Design Temperature	Deg.C	32 (max)	-150 (max)	
		3 (min)	-170 (max)	
Corrosion Allowance	mm		4	
No. Of Tube Passes			1046	
Connection Data				
		Size	Rating	Type
	Process inlet			
	Each module	*	900#	*
	Process Outlet at			
	each module	*	900#	RF
	Seawater Inlet	24"	150#	FF
Configuration Data				
Tube No.		mm	*	
Tube Outside Diameter		mm	25,44	
Pitch		mm	12,72	
Angle		mm	90	
Tube Type		ERW	*	
Tube Length		m	3	
Tube maksimum pressure		bar	60	
Tube Material			Stainless Steel 301	
Weight		kg	55516	

4 Seawater Pump

Pada ORV dibutuhkan sumber panas yang berupa air laut. Air laut diambil pada kedalaman dua meter di bawah permukaan air laut dan untuk ketinggian head sebesar 8 meter (maksimal). Massa air laut yang diperlukan :

ρ	=	63,9	lb/ft ³
Massa air laut / jam	=	1055846,56	Lb
Vair laut	=	24383,9618	ft ³ /hr
	=	690,066118	m ³ /hr
Total Head	=	10	m



Didapatkan desain alat yang sesuai :

Pompa air laut

Vendor	Torishima Pmpmfg Co. Ltd	
Products	Double Suction Pumps (CDM,CDMV)	
Size	3,2	m
Max Capacities	33000	m ³ /hr
Max Total Head	300	m
Max Operating Pressure	1,4	Mpa
Max Operating Temp	80	°C
Harga alat pendukung	432635,4	USD

A.2 Perhitungan Kebutuhan Energi

Dengan bantuan program simulasi HYSYS 7.3 didapat kebutuhan energi total:

Alat	Kebutuhan Energi (kW/tahun)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Seawater Pump	282823,2
Open Rack Vaporizer	0

Total kebutuhan energi adalah : 1368347,2 kw

A.3 Analisa Ekonomi

Untuk perhitungan analisa ekonomi digunakan beberapa variabel yaitu :

Pajak pendapatan 25% /thn

Inflasi/ekskalasi 3% /thn

Disc.factor NPV 10%

Suku Bunga 12% per tahun

Prod NG \$ 16,25 per MMBTU

Feed LNG \$ 15,00 per MMBTU

Perhitungan biaya gaji karyawan :

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	100.000.000	2	200.000.000
2	Presiden Direktur	75.000.000	1	75.000.000
3	Direktur	60.000.000	1	60.000.000
4	General Manager	50.000.000	1	50.000.000
5	Manager	40.000.000	3	120.000.000
6	Supervisor	15.000.000	9	135.000.000
Karyawan				
7	Lulusan S1	8.000.000	12	96.000.000
8	Lulusan D3	5.000.000	20	100.000.000
9	Lulusan SMU	2.500.000	20	50.000.000
10	Sekretaris	4.000.000	2	8.000.000
11	Office Boy	1.500.000	4	6.000.000
12	Supir	1.500.000	4	6000000
13	Sekurity	2.000.000	12	24000000
Total			91	930.000.000

Total kebutuhan gaji per tahun = Rp 11.160.000.000

= \$930.000

Direct Cost

Equipment

Alat	Jumlah Alat	Harga Alat	Total (USD)
Open Rack Vaporizer	2	1.763.171,8	\$3.526.344
Seawater Pump	3	411.406,7	\$1.234.220
LNG Tank	4	799.587,1	\$3.198.348
Cryogenic Pump	2	779.047,1	\$1.558.094

Total Eq
Purchased

\$9.517.006

Equipment Purchased

\$9.517.006

Installation

20%

\$1.903.401

I&C

20%

\$1.903.401

Piping

30%

\$2.855.102

Electrical

18%

\$1.713.061

Total

\$17.891.972

Equipment

\$17.891.972

Building

\$1.903.401

Service Facility

\$7.613.605

Land

\$951.701

Total Direct
Cost

\$28.360.679

Indirect Cost	
Engineering and Supervision	\$2,836.068
Construction Expense	\$2,836.068
Contingency	\$567.214
Total Indirect Cost	\$6,239.349
Fixed Capital Investment	
Direct Cost	\$28,360.679
Indirect	\$6,239.349
FCI	\$34,600.028
Total Capital Investment	
Fixed Capital Investment	\$34,600.028
Working Capital Investment	\$3,844.448
TCI	\$38,444.476

Total Production Cost

Manufacturing Cost			
Direct Production Cost			
	Raw Material		\$375.705.000,0
	Operating Labor		\$930.000,00
	Direct Supervisory and Clerical		\$186.000,0
	Power Consumption and utility		\$1.204.993,7
	Maintenance		\$1.038.000,8
	Operating Supplies		\$103.800
	Laboratory Charges		\$46.500
	Patents and royalties		\$375.705
		MC	\$379.589
Fixed charges			
	Depreciation		\$1.730.001,4
	Local taxes		\$692.000,6
	Insurance		\$173.000,1
		FC	\$2.595.002,1
	Plant Overhead Cost		\$279.000,0
	Total Manufacturing Cost		\$382464001,8
General Expenses			
	Administrative Cost		\$139.500
	Distribution and Selling Cost		\$186.000
	Research and Development Cost		\$26.299.350
		Total GE	\$26.624.850
		Total	\$408.809.852

Total Product Cost

Manufacturing Cost	\$382.464.001,8
General Expenses	\$26.624.850,0
TPC	\$409.088.851,8

B. Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer

B.1 Pemilihan Alat

1. LNG Insulation Tank Storage

Tangki penyimpanan pada jenis terminal regasifikasi dengan menggunakan DNL dengan menggunakan ORV. Pemilihan tangki penyimpanan peralatan dapat dilihat pada A.1 – 1

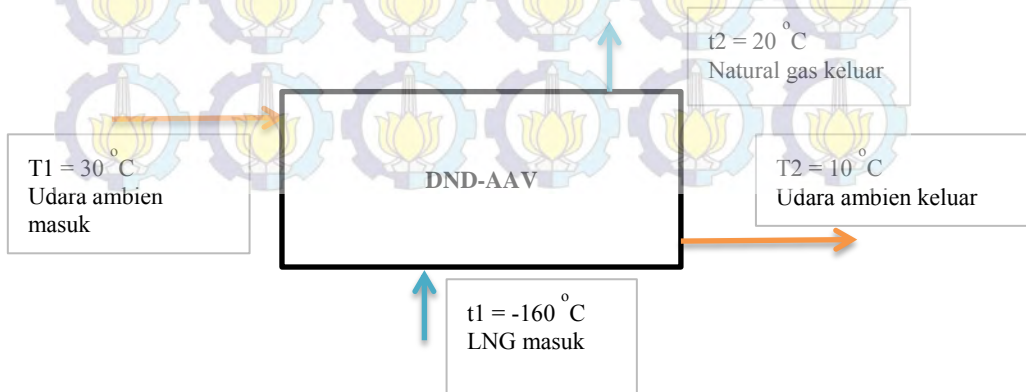
Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	50 MMSCFD
Bahan konstruksi	Hastelloy C-22
Waktu simpan	3 hari
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup atas	Conical Dished head
ID shell	836,75 in
OD shell	840 in
Tinggi shell	104,59 ft
Tebal shell	1,625 in
Tebal tutup atas	3,5 in
Jumlah	2 buah
Material isolasi	Asbestos
Tebal isolasi	0.006357 m

2. Cryogenic Pump

Pemilihan pompa sama dengan pompa pada sistem regasifikasi menggunakan ORV. Spesifikasi pompa dari vendor Nikkiso didapat alat yang sesuai:

Spesifikasi	Keterangan
Jenis	Submerged Motor Cryogenic Pump
Type	60742L3-F200F
Kapasitas	200 m ³ /h (max)
Material case	Aluminium alloy
Material rotor	Cryogenic varnish
Fluid moved	LNG, LPG, Liquid Nitrogen
Max temperature	-180oC
Insulation	Vacuum pressure impregnation using special cryogenic varnish, class F
Suction pressure	1 bar
Discharge pressure	50 bar (max)
Power pompa	175 hp (max)
Jumlah	2 buah

3. Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer



Hot Fluid			Cold Fluid		
	C	F		t1	
T1	30	86		t2	
T2	10	50		tav	
Tav	20	68			
Hot Fluid Properties			Cold Fluid Properties		
Cp	0,237	Btu/lb.F	Cp		
μ	0,0186	Cp	μ		
k	1,41E-02	Btu/hr.ft.F	k		
SG	0,0013		SG		
ρ	0,113	lb/ft3	ρ		
M	calculated	lb/hr	M		
Q	=	M.Cp.dT	M. λ		
	=	32800000	Btu/hr		
	=	56744000	W/hr		
M air	=	3844351	lb/hr		
Vair	=	3,4E+07	ft3/hr		
Hitung ΔT_{LM}					
	$\Delta t1$	170			
	$\Delta t2$	10			

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$= \frac{70,0025}{\ln \left(\frac{158,005}{343,003} \right)} = \frac{C}{F \cdot K}$$

Hitung banyak AAV yang dibutuhkan
didapat data dari vendor yaitu spesifikasi peralatan (terlampir) dengan Ud

$$U_{AAV} = 200 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (\text{untuk } N_2)$$

Feed LNG (dalam tube) 5213 m³/hr

Data spesifikasi alat :

vaporizer type	dimensions approx.			weight empty	nominal capacity ¹⁾	connections (inlet/outlet)	Linde ident-no.
	depth [m]	width [m]	height[m]	[kg]	N ₂ [Nm ³ /h]	[mm]	
L 40 - 30 F 6 - L	1,84	1,54	7,14	788	1000	flange/counter flange DN 40 / PN 40	M83562
L 40 - 30 F 6 - S	1,84	1,54	6,84	778			M59970
L 40 - 24 F 6 - L	1,84	1,24	7,14	644	800		M83563
L 40 - 24 F 6 - S	1,84	1,24	6,84	635			M69789
L 40 - 16 F 6 - L	1,24	1,24	7,14	450	520		M83564
L 40 - 16 F 6 - S	1,24	1,24	6,84	442			M69785

Tube spesification

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$ID = 0,782 \text{ in}$$

$$T_{\text{tube}} = 0,109 \text{ in}$$

$$L_{\text{tube}} = 236,22 \text{ in} \quad 6 \text{ m}$$

$$\text{weight per ft} = 1,14 \text{ lb}$$

Ntube

30

Fin spesification

number per fin per bundle (n_f) =

8

fin thickness = tube thickness

N_{fin}

8

T_{fin}

0,109

in

(tebal)

t_{fin}

4

in

(tinggi)

Jenis vaporizer yang dibutuhkan

A yang dibutuhkan

=

827,17

m²

A per bundle

=

$A_{fin} \times N_{fin} + A_{tube}$

=

7559,1

+ 740,8603

=

8299,9 in²

=

5,354 m²

A per vaporizer

=

160,62 m²

Jumlah Vaporizer yang dibutuhkan

=

5

buah

Dengan Tipe Vaporizer

Vendor

:

Linde

Jenis vaporizer

:

Ambient Air Vaporizer

Tipe Vaporizer

:

M83562

Menentukan banyaknya vaporizer

V_{LNG}

=

5213 Nm³/hr

V_{AAV}

=

1000 Nm³/hr

Spesifikasi alat berdasarkan vendor :

Vaporizer Type	L40-30F6-L
Maksimum Pressure	40 bar
Number of Finned Tube	30
Number of Fin per Tube	8
Length Of Pipe	6 m
Dimension Approx	
Depth	1,84 m
Width	1,54 m
Heigth	7,14 m
Weigth (empty)	788 kg
Nominal capacity	1000 N ₂ (Nm ³ /hr)
Connection (inlet/outlet)	flange/counter flange DN 40/PN 40
Linde ident-no.	M83562

Dengan faktor koreksi :

Medium	Correction Factor
N2	1
H2	1,75
O2	0,92
CH4	0,76

4. Natural Gas Compressor

NG Compressor berfungsi untuk menaikkan tekanan agar sampai pada standar *enduser*. NG Compressor yang diperlukan dengan p sebesar 42 bar.

Didapatkan spesifikasi kompressor:

Spesification			
Code	CC194KS		
Type	Centrifugal Compressor		
Stage	2		
Material	Cast Iron		
Operation Condition	Psuction (min)	1	bar
	Pdischarge (max)	40	bar
Capacity (max)	r *		
Power Consumption	max 400 KW/hr		

B.2 Kebutuhan Energi

Pada DFD-AAV kebutuhan energi berbeda dengan ORV. Pada terminal regasifikasi menggunakan DFD-AAV tidak memerlukan pompa air laut namun membutuhkan kompresor karena tekanan maksimum vaporizer adalah 40 bar. Dengan bantuan program simulasi HYSYS 7.3 didapat kebutuhan energi total:

Alat	Kebutuhan Energi (kw/tahun)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer	0
LP Natural Gas Kompressor	3131647

B.3 Analisa Ekonomi

Untuk perhitungan analisa ekonomi digunakan beberapa variabel yaitu :

Pajak pendapatan	25%	/thn
Inflasi/ekskalasi	3%	/thn
Disc.factor NPV	10%	
Suku Bunga	12%	per tahun
Prod NG	\$ 16,25	per MMBTU
Feed LNG	\$ 15,00	per MMBTU
Kurs dolar (USD)	Rp. 12.000,00	

Perhitungan biaya gaji karyawan :

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	100.000.000	2	200.000.000
2	Presiden Direktur	75.000.000	1	75.000.000
3	Direktur	60.000.000	1	60.000.000
4	General Manager	50.000.000	1	50.000.000
5	Manager	40.000.000	3	120.000.000
6	Supervisor	15.000.000	9	135.000.000
Karyawan				
7	Lulusan S1	8.000.000	12	96.000.000
8	Lulusan D3	5.000.000	20	100.000.000
9	Lulusan SMU	2.500.000	20	50.000.000
10	Sekretaris	4.000.000	2	8.000.000
11	Office Boy	1.500.000	4	6.000.000
12	Supir	1.500.000	4	6000000
13	Sekurity	2.000.000	12	24000000
Total			91	930.000.000

Total kebutuhan gaji per tahun = Rp 11.160.000.000

= \$930.000

Dari kebutuhan energi dan biaya pengadaan peralatan dapat dilakukan analisa ekonomi :

Menentukan anjaya ekonomi

Equipment			
Alat	Jumlah Alat	Harga Alat	Total (USD)
DND Ambient Air Vaporizer	70	69436,8	\$4.860.576
LNG Tank	4	799.587,1	\$3.198.348
Cryogenic Pump	2	779.047,1	\$1.558.094
Natural Gas Compressor	1	624.056,9	\$624.057
Total Eq Purchased		\$10.241.075	
Equipment Purchased			\$10.241.075
Installation	20%	E	\$2.048.215
I&C	25%		\$2.560.269
Piping	22%		\$2.253.037
Electrical	15%		\$1.536.161
Total			\$18.638.757
Equipment			\$18.638.757
Building			\$1.903.401
Service Facility			\$1.903.401
Land			\$7.168.753
Total Direct Cost			\$29.614.313
Indirect Cost			
Engineering and Supervision			\$2.961.431
Construction Expense			\$2.961.431
Contingency			\$592.286
Total Indirect Cost			\$6.515.149

Fixed Capital Investment	
Direct Cost	\$29.614.313
Indirect Cost	\$6.515.149
FCI	\$36.129.462
Total Capital Investment	
Fixed Capital Investment	\$36.129.462
Working Capital Investment	\$4.014.385
TCI	\$40.143.846
Total Production Cost	
Manufacturing Cost	
Direct Production Cost	
Raw Material	\$375.705.000,0
Operating Labor	\$930.000,0
Direct Supervisory and Clerical	\$167.400,0
Power Consumption and utility	\$3.320.245,4
Maintenance	\$180.647,3
Operating Supplies	\$18.064,7
Laboratory Charges	\$46.500,0
Patents and royalties	\$375.705,0
MC	\$380.743.562,5

Fixed charges

Depreciation				\$1.806.473,1
Local taxes				\$722.589,2
Insurance				\$180.647,3
		FC		\$2.709.709,6
Plant Overhead Cost				\$279.000,0
Total Manufacturing Cost				\$383.732.272,1
General Expenses				
Administrative Cost				\$139.500,0
Distribution and Selling Cost				\$186.000,0
Research and Development Cost				\$26.299.350,0
		Total GE		\$26.624.850,0
		Total		\$410.078.122,1
Total Product Cost				
Manufacturing Cost				\$383.732.272,1
General Expenses				\$26.624.850,0
		TPC		\$410.357.122,1

C. Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

C.1 Pemilihan Alat

1. LNG Insulation Tank Storage

Tangki penyimpanan pada jenis terminal regasifikasi dengan menggunakan LNG menggunakan ORV. Pemilihan tangki penyimpanan peralatan dapat dilihat pada Appendix

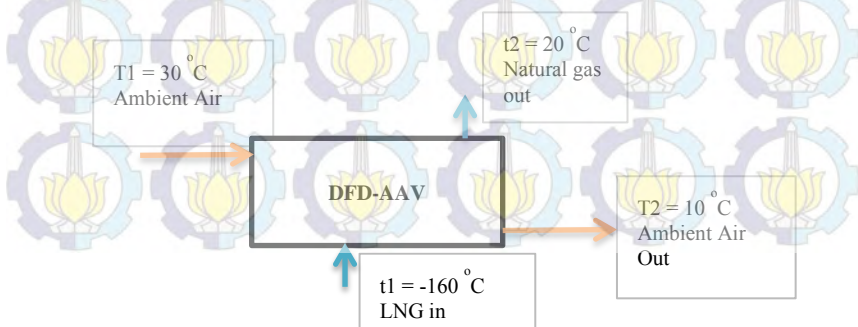
Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	50 MMSCFD
Bahan konstruksi	Hastelloy C-22
Waktu simpan	3 hari
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup atas	Conical Dished head
ID shell	836,75 in
OD shell	840 in
Tinggi shell	104,59 ft
Tebal shell	1,625 in
Tebal tutup atas	3,5 in
Jumlah	2 buah
Material isolasi	Asbestos
Tebal isolasi	0.006357 m

2. Cryogenic Pump

Pemilihan pompa sama dengan pompa pada sistem regasifikasi menggunakan ORV. Spesifikasi pompa dari vendor Nikkiso didapat alat yang sesuai:

Spesifikasi	Keterangan
Jenis	Submerged Motor Cryogenic Pump
Type	60742L3-F200F
Kapasitas	200 m ³ /h (max)
Material case	Aluminium alloy
Material rotor	Cryogenic varnish
Fluid moved	LNG, LPG, Liquid Nitrogen
Max temperature	-180oC
Insulation	Vacuum pressure impregnation using special cryogenic varnish, class F
Suction pressure	1 bar
Discharge pressure	50 bar (max)
Power pompa	175 hp (max)
Jumlah	2 buah

2. Direct Forced Draft Ambient Air Vaporizer (DFD-AAV)



Hot Fluid			Cold Fluid		
	C	F		C	F
T1	30	86	t1	-160	-256
T2	10	50	t2	20	68
Tav	20	68	tav	-70	-94
Hot Fluid Properties			Cold Fluid Properties		
Cp	0,237	Btu/lb.F	Cp	0,916	Btu/lb.F
μ	0,0186		μ	0,010	Cp
k	1,41E-02	Btu/hr.ft.F	k	0,016	Btu/hr.ft.F
SG	0,0013		SG	0,51	
ρ	0,113	lb/ft3	ρ	3,766	lb/ft3
M	calculated	lb/hr	M	91830,0	lb/hr
Q = M.Cp.dT			+ M. λ		
= 32800000			Btu/hr		
= 56744000			W/hr		
M air	=	3844351	lb/hr		
Vair	=	3,4E+07	ft ³ /hr		
Hitung ΔT_{LM}					
	Δt_1	170			
	Δt_2	10			
ΔT_{LM}	= $\Delta t_1 - \Delta t_2 / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)$				

$$= 70,0025 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 158,005 \quad ^\circ\text{F}$$

$$= 343,003 \quad ^\circ\text{K}$$

Hitung banyak AAV yang dibutuhkan

didapat data dari vendor yaitu spesifikasi peralatan (terlampir) dengan Ud

$$U_{AAV} = 300 \quad \text{W/m}^2.\text{K} \quad (\text{dengan dua fan tiap vaporizer})$$

vaporizer type	dimensions approx.			weight empty [kg]	nominal capacity*) N ₂ [Nm ³ /h]	connections (inlet/outlet) [mm]	Linde ident.no.
	depth [m]	width [m]	height[m]				
L 40 - 30 F 6 - L	1,84	1,54	7,14	788	1000	flange/counter flange DN 40 / PN 40	M83562
L 40 - 30 F 6 - S	1,84	1,54	6,84	778			M59970
L 40 - 24 F 6 - L	1,84	1,24	7,14	644	800		M83563
L 40 - 24 F 6 - S	1,84	1,24	6,84	635			M69789
L 40 - 16 F 6 - L	1,24	1,24	7,14	450	520		M83564
L 40 - 16 F 6 - S	1,24	1,24	6,84	442			M69785

Tube spesification

$$\text{OD} = 1 \quad \text{in}$$

$$\text{ID} = 0,782 \quad \text{in}$$

$$T_{\text{tube}} = 0,109 \quad \text{in}$$

$$L_{\text{tube}} = 157,48 \quad \text{in} = 4 \quad \text{m}$$

$$\text{weight per ft} = 1,14 \quad \text{lb}$$

$$N_{\text{tube}} = 16$$

Fin spesification

number per fin per bundle (n_f) = 8

fin thickness = tube thickness

N_{fin} 8

T_{fin} 0,109 in (tebal)

t_{fin} 3 in (tinggi)

Jenis vaporizer yang dibutuhkan

A yang dibutuhkan = 551,44 m²

A per bundle = $A_{fin} \times N_{fin} + A_{tube}$
= 3779,5 + 493,6162

= 4273,14 in²

= 396,975 m²

A per vaporizer = 6351,6 m²

Karena A yang dibutuhkan < A vaporizer maka ditentukan jenis vaporizer :

Vendor : Linde

Jenis vaporizer : Ambient Air Vaporizer

Tipe Vaporizer : M83563

Menentukan banyaknya vaporizer

V_{LNG} = 5213 m³/hr

V_{AAV} = 1000 m³/hr

Actual output

= 760 m³/hr

banyak vaporizer yang dibutuhkan

	=	7	buah		
Dimensi AAV					
Panjang		1,84			
Lebar		1,54	m		
Tinggi		7,14			
Luas Area minimal yang diperlukan :				3230,3	m ²
Harga Alat					
Harga vaporizer		228793,5	USD		
Jumlah		7	Buah (per train)		
Total		1569342,8	USD		

4. Fan

Untuk DFD-AAV dibutuhkan fan yang berada di bagian atas dari vaporizer, setiap vaporizer terdapat 2 fan. Fan yang digunakan berdasarkan standar dari vendor (LINDE) adalah :

Spesifikasi fan yang digunakan :		
Gas Volume	833	m ³ /min
Pressure	2	bar
Gas Density	1,204	kg/m ³
Dust	none	g/m ³
Speed (min/max)	525/800	rpm
Wheel diameter	1,1408	m ²
Bearing type	roller	
Bearing size	50	mm
Power Required	13.684	kW
Type of Speed Control	automatic	
Jumlah Fan per vaporizer	2	buah
Dimensi Fan	92 x 124 x 40	cm

C.2 Kebutuhan Energi

Pada DFD-AAV kebutuhan energi berbeda dengan ORV. Pada terminal regasifikasi menggunakan DFD-AAV tidak memerlukan pompa air laut namun membutuhkan kompresor karena tekanan maksimum vaporizer adalah 40 bar. Dengan bantuan program simulasi HYSYS 7.3 didapat kebutuhan energi total:

Alat	Kebutuhan Energi (kw)
Insulation Tank	0
Cryogenic Pump	1340064
Direct Forced Draft Ambien Air Vaporizer	108372
LP Natural Gas Kompresor	3183780

C.3 Analisa Ekonomi

Untuk perhitungan analisa ekonomi digunakan beberapa variabel yaitu :

Pajak pendapatan	25%	/thn
Inflasi/ekskalasi	3%	/thn
Disc.factor NPV	10%	
Suku Bunga	12%	per tahun
Prod NG	\$ 16,25	per MMBTU
Feed LNG	\$ 15,00	per MMBTU
Kurs dolar (USD)	Rp. 12.000,00	

Perhitungan biaya gaji karyawan :

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	karyawan	(Rp)
1	Dewan Komisaris	100.000.000	2	200.000.000
2	Presiden Direktur	75.000.000	1	75.000.000
3	Direktur	60.000.000	1	60.000.000
4	General Manager	50.000.000	1	50.000.000
5	Manager	40.000.000	3	120.000.000
6	Supervisor	15.000.000	9	135.000.000
Karyawan				
7	Lulusan S1	8.000.000	12	96.000.000
8	Lulusan D3	5.000.000	20	100.000.000
9	Lulusan SMU	2.500.000	20	50.000.000
10	Sekretaris	4.000.000	2	8.000.000
11	Office Boy	1.500.000	4	6.000.000
12	Supir	1.500.000	4	6000000
13	Sekurity	2.000.000	12	24000000
Total			91	930.000.000

Total kebutuhan gaji per tahun = Rp 11.160.000.000

= \$930.000

Dari kebutuhan energi dan biaya pengadaan peralatan dapat dilakukan analisa ekonomi :

Direct Natural Draft Ambient Air Vaporizer (DND-AAV)

Direct Cost

Equipment				
Alat	Jumlah Alat	Harga Alat	Total (USD)	
Ambient Air Vaporizer	14	69436,8	\$972.115	
Fan	28	31662	\$886.536	
LNG Tank	4	799.587,1	\$3.198.348	
Cryogenic Pump	2	5.120.537,7	\$10.241.075	
Natural gas Compressor	1	624.056,9	\$624.057	
		Total Eq Purchased	\$15.922.132	
Equipment Purchased				\$15.922.132
Installation	20%	E	\$2.048.215	
I&C	20%		\$2.048.215	
Piping	15%		\$1.536.161	
Electrical	25%		\$2.560.269	
			Total	
Equipment				\$24.114.992
Building				\$1.903.401
Service Facility				\$1.903.401

Land	\$6.368.853
Total Direct Cost	
Indirect Cost	
Engineering and Supervision	\$5.143.597
Construction Expense	\$3.429.065
Contingency	\$685.813
Total Indirect Cost	
Total Capital Investment	
Direct Cost	\$34.290.648
Indirect Cost	\$9.258.475
Total Capital Investment	\$43.549.122
Fixed Capital Investment	\$43.549.122
Working Capital Investment	\$4.838.791
TCI	
Total Production Cost	
Manufacturing Cost	
Direct Production Cost	
Raw Material	\$375.705.000,0
Operating Labor	\$930.000,0
Direct Supervisory and Clerical	\$176.700,0
Power Consumption and utility	\$5.397.758,2
Maintenance	\$217.745,6
Operating Supplies	\$21.774,6
Laboratory Charges	\$46.500,0

Patents and royalties		\$375.705,0
Fixed charges		MC \$382.871.183,4
Depreciation		\$2.177.456,1
Local taxes		\$1.741.964,9
Insurance		\$435.491,2
Plant Overhead Cost		FC \$4.354.912,2
Total Manufacturing Cost		\$279.000,0
General Expenses		387505095,6
Administrative Cost		
Distribution and Selling Cost		\$139.500,0
Research and Development Cost		\$186.000,0
Total GE		\$26.299.350,0
Total Product Cost		Total \$26.624.850,0
Manufacturing Cost		\$413.850.945,6
General Expenses		
TPC		\$387.505.095,6
		\$26.624.850,0
		\$414.129.945,6

Analisa Ketiga Sistem Regasifikasi

Dari hasil evaluasi yang telah dilakukan didapat proyeksi finansial (terlampir) untuk kapasitas 100 MMSCFD. Didapatkan TCI, TPC dan IRR yang dapat menentukan sistem regasifikasi yang akan digunakan dengan cost yang paling efektif.

BIODATA PENULIS



Dananto Adi Nugroho, anak ketiga dari empat bersaudara pasangan ibu Handini dan bapak Dwi Soetjipto. Penulis dilahirkan dan dibesarkan di kota Padang, Sumatera Barat pada tanggal 7 Juli 1992. Pendidikan yang ditempuh dimulai dari TK Baiturrahmah Padang, SDBaiturrahmah IV Padang, SMPN 2 Padang hingga kelas 2 lalu dilanjutkan di SMPN 1 Surabaya, dan SMAN 4 Surabaya. Selepas lulus SMA, penulis terpilih dalam seleksi masuk Program Kemitraan dan Mandiri ITS dengan pilihan program studi Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Penulis menempuh perkuliahan dengan semangat tinggi dan pantang menyerah. Pada periode 2010/2011 sebagai staff of Public Relation and Communication Department HIMATEKK FTI-ITS. Selanjutnya pada periode 2011/2012 sebagai Section Head of Public Relation, Public Relation and Communication Department HIMATEKK FTI-ITS. Dalam kegiatan akademis, penulis pernah kerja praktik di PT Semen Gresik, Pabrik Tuban. Pada tahun terakhir perkuliahan, penulis memilih Laboratorium Termodinamika sebagai laboratorium yang menjadi spesialisasinya, sehingga menghasilkan tugas akhir berjudul “*Substitute Natural Gas* dari Gasifikasi Batubara Kualitas Rendah” dan penelitian “*Cost Effective* pada Proses Regasifikasi *Liquefied Natural Gas* di Indonesia” dalam bentuk skripsi, dengan pembimbing Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. Penulis sangat terbuka dalam menerima kritik dan saran, silakan menghubungi email : danantomcat@gmail.com



BIODATA PENULIS



Rendy Putra Setyawan, anak pertama dari dua bersaudara pasangan ibu Eny Suswati dan bapak Agus Hariawan. Penulis dilahirkan di Surabaya, 27 maret 1991 dan besar di kota malang. Pendidikan yang ditempuh dimulai dari TK ABA II Malang, MI Khadijah Malang, SMPN 3 Malang dan SMAN 3 Malang. Selepas lulus SMA, penulis melanjutkan studi di Jurusan Teknik Kimia ITS Surabaya. Penulis menempuh perkuliahan dengan semangat tinggi dan pantang menyerah. Pada tahun terakhir perkuliahan, penulis memilih Laboratorium Termodinamika sebagai laboratorium yang menjadi spesialisasinya, sehingga menghasilkan tugas akhir berjudul “Substitusi Natural Gas (SNG) dari Gasifikasi Batubara Kualitas Rendah” dan penelitian “Cost Effective pada proses Regasifikasi Liquefied Natural Gas (LNG) di Indonesia” dalam bentuk skripsi, dengan pembimbing BapakProf Dr. Ir. Gede Wibawa M.Eng. Penulis sangat terbuka dalam menerima kritik dan saran, silakan menghubungi email : repsett@gmail.com

